

UNIVERSIDAD  
**NACIONAL**  
DE COLOMBIA

**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA ENVIAR LOS LÍQUIDOS  
ASOCIADOS A LOS POZOS DE LOS CAMPOS CUPUAGUA,  
CUPUAGUA SUR Y RECETOR HACIA LA CENTRAL DE  
PROCESAMIENTO DE CUSIANA**

**OSCAR JAVIER HUERTAS VALERO**

Universidad Nacional de Colombia  
Facultad de ingeniería, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental  
Bogotá, Colombia  
2019

**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD PARA ENVIAR LOS LÍQUIDOS  
ASOCIADOS A LOS POZOS DE LOS CAMPOS CUPIAGUA,  
CUPIAGUA SUR Y RECETOR HACIA LA CENTRAL DE  
PROCESAMIENTO DE CUSIANA**

**OSCAR JAVIER HUERTAS VALERO**

Trabajo final presentado como requisito parcial para optar al título de:

**Magister en Ingeniería Química**

Director (a):

Ph D. Iván Darío Gil Chaves

Línea de Investigación:

Simulación de Procesos Químicos

Universidad Nacional de Colombia

Facultad de ingeniería, Departamento de Ingeniería Química y Ambiental

Bogotá, Colombia

2019

## Dedicatoria

A Dios por darme la oportunidad de volver al alma máter para continuar con el proceso de aprendizaje personal e intelectual

A mi esposa Ximena, por su apoyo constante, comprensión y amor

A mi futura hija Sarita, quien desde ya ha sido mi fuerza y motivación para lograr este objetivo

A mis padres Gildo y María del Carmen, y mis hermanos Ángela Patricia y Luis Fernando, por su apoyo incondicional

Al pueblo colombiano que sigue creyendo en la universidad pública para construir un mejor país.

## **Agradecimientos**

La realización del presente proyecto se logra al acuerdo logrado entre el Departamento de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de Colombia sede Bogotá y la Empresa Colombiana de Petróleos (Ecopetrol) y el soporte de la compañía Virtual Material Group (ahora parte de la compañía Schlumberger) quienes facilitaron la información y herramientas tecnológicas.

El autor agradece al ingeniero Juan Carlos Sanabria por su apoyo y asesoría para el desarrollo de este proyecto, como integrante del Centro de Maduración de Proyectos del área de Piedemonte en Ecopetrol. Así mismo al ingeniero de Control de Producción de Piedemonte Hugo Javier Cárdenas por todo su apoyo para el desarrollo de los modelos de las redes de superficie de las troncales involucradas en este proyecto y definiciones sobre las proyecciones de producción para los casos futuros considerados.

El autor agradece al Ingeniero Hermes Rangel con quien se inició este proyecto, al Asesor y compañero Ingeniero Manuel Alejandro Mayorga por su valioso apoyo durante la maestría y recomendaciones en este trabajo.

Un agradecimiento muy especial para el equipo de Schlumberger del portafolio de ingeniería de proceso, quienes además de facilitar el licenciamiento de la plataforma de simulación de procesos Symmetry empleada en todos los cálculos de este proyecto, aportaron con su experiencia a la solución de varios retos planteados en este proyecto.

## Resumen

En el departamento del Casanare (Colombia) se encuentran las Facilidades Centrales de Procesamiento (CPF) de Cusiana. Un estudio previo mostró la importancia de incluir un nuevo sistema de compresión en éste CPF para reducir la presión de los pozos a la entrada y proteger 9.5 Millones de Barriles de Petróleo Equivalentes de reservas para que sean aprovechables. Paralelamente, este estudio evalúa una alternativa donde los líquidos obtenidos en el *Slug Catcher* del CPF Cupiagua de los campos de Cupiagua, Recetor y Cupiagua Sur, son enviados al CPF Cusiana usando líneas de producción existentes a la nueva presión de entrada.

En este trabajo se hizo una evaluación hidráulica para la red de pozos en las troncales entre los CPFs de Cupiagua y Cusiana donde toda la producción es enviada al CPF Cusiana. Se encontró que la correlación de Oliemans reprodujo mejor las actuales condiciones operacionales y que un nuevo sistema de bombeo en el *Slug Catcher* de Cupiagua es necesario para incrementar la presión hasta 1456 psig y así poder enviar los líquidos asociados al CPF Cusiana. Se validó la capacidad del CPF Cusiana para las condiciones futuras con una nueva configuración de proceso donde el separador de alta presión y el compresor de tercera etapa del DEMAG salen de servicio. Todas las válvulas de control y seguridad, y los separadores tienen capacidad suficiente; sin embargo, se requiere un nuevo intercambiador de calor para mantener la especificación de crudo y se hacen algunas recomendaciones para válvulas de control y el separador de baja presión. Este proyecto utiliza Symmetry como simulador de proceso y muestra beneficios económicos atractivos para su implementación.

Palabras clave: Simulador de procesos, Symmetry, caracterización de fluidos, modelos de facilidades de producción

## Abstract

In the department of Casanare (Colombia) is located the Cusiana Central Production Facilities (CPF). A previous study showed the importance of adding a new compressor system in this CPF to reduce the well pressure at the inlet to protect 9.5 Million Equivalent Barrels of oil reserves, so they are usable. In parallel of this, an alternative option is evaluated here, where associated liquids obtained in the Cupiagua CPF *Slug Catcher* from Cupiagua, Recetor, South Cupiagua fields are sending to the Cusiana CPF using the existing gathering trunklines at the new lower inlet pressure.

An assessment of different hydraulic correlations for the network of wells in the trunklines that connect Cupiagua and Cusiana CPFs was performed where all production is sending to Cusiana CPF. It was determined Oliemans correlation is the best to reproduce the current operational conditions and a new pump system is required in the *Slug Catcher* of the Cupiagua CPF for future conditions to increase the pressure until 1456 psig to send the associated liquids to Cusiana CPF. It was also validated the Cusiana CPF capacity for future conditions with a new process configuration where the high pressure separator and third stage compressor of the DEMAG can be out of service. All control valves, pressure safety valves and separators have capacity for future conditions, however; a new heat exchanger is required to maintain the crude oil specification and some recommendations for control valves and the low pressure separator are provided. This project used Symmetry as process simulator and showed attractive economic benefits to its implementation.

Keywords: Process Simulators, Symmetry, fluid characterization, production facilities models

# Contenido

	Pág.
<b>1. Modelamiento del Caso Base .....</b>	<b>9</b>
1.1 Caso Base de Troncales .....	9
1.1.1 Información de entrada al modelo Caso Base .....	10
1.1.2 Caracterización de Fluidos .....	14
1.1.3 Modelo termodinámico.....	15
1.1.4 Correlación de caída de presión .....	17
1.1.5 Perfil de Temperatura de las troncales .....	18
1.1.6 Resultados del caso base.....	19
1.2 Caso Base CPF Cusiana.....	24
<b>2. Simulación de Escenarios Futuros .....</b>	<b>29</b>
2.1 Descripción casos de simulación futuros.....	29
2.2 Simulación de escenarios futuros para troncales de producción .....	29
2.2.1 Caso 2020 .....	31
2.2.2 Caso 2024 .....	39
2.3 Simulación del CPF de Cusiana .....	47
2.3.1 CASO 2020 .....	47
2.3.2 CASO 2024 .....	52
<b>3. Validación de Equipos .....</b>	<b>62</b>
3.1 Equipos de Separación e Instrumentación .....	62
3.1.1 Validación de capacidad de <i>Slug Catcher</i> y Separadores.....	62
3.1.2 Verificación de capacidad de válvulas de control.....	68
3.1.3 Verificación de capacidad de válvulas de seguridad .....	70
3.2 Equipos Rotativos .....	73
3.2.1 Sistema de recuperación de vapores DEMAG .....	73
<b>4. Factibilidad Económica .....</b>	<b>77</b>
4.1 Costos asociados para la implementación del proyecto .....	78
4.1.1 Sistema de Bombeo de líquidos desde el <i>Slug Catcher</i> de Cupiagua.....	78
4.1.2 Intercambiador de Calor en el CPF de Cusiana.....	79
4.1.3 Otros costos asociados.....	80
4.2 Beneficios económicos del proyecto.....	81
<b>5. Conclusiones y recomendaciones.....</b>	<b>85</b>
5.1 Conclusiones.....	85
5.2 Recomendaciones.....	88

## Lista de figuras

	Pág.
Figura 1-1. Diagrama de proceso pozos XL4 y XL5 para validación de temperaturas. ....	13
Figura 1-2. Hoja de Cálculo (Process Calculator) en Symmetry con resultado de presiones y errores calculados .....	20
Figura 1-3. Presiones de operación y calculadas para los pozos de las troncales XW y TQ y % de error.....	21
Figura 1-4. Diagrama de proceso del caso base para las troncales TQ y XW. ....	23
Figura 1-5. Modelo caso base del CPF Cusiana.....	25
Figura 1-6. Corrientes de alimentación a la planta de gas para caso base CPF Cusiana .....	26
Figura 1-7. Efecto de la adición de condensados de la planta de gas (NGL_from_SGP) sobre la RVP en el crudo venta de Cusiana. ....	27
Figura 1-8. Efecto de la adición de condensados de la planta de gas (NGL_from_SGP) sobre .....	28
Figura 2-1. Caso 2020 con inyección de gas desde Cupiagua de 35 MMscfd .....	33
Figura 2-2. Caso 2020 sin inyección de gas desde Cupiagua .....	35
Figura 2-3. Caso 2024 con inyección de gas desde Cupiagua de 35 MMscfd .....	41
Figura 2-4. Caso 2024 sin inyección de gas desde Cupiagua .....	43
Figura 2-5. Corrientes de entrada al CPF caso 2020 con inyección de 35 MMscfd desde Cupiagua.....	47
Figura 2-6. Modelo para nuevo sistema de compresión caso 2020 en la entrada de la planta de gas del CPF Cusiana .....	49
Figura 2-7. Modelo del CPF de Cusiana para caso 2020 con inyección de 35 MMscfd desde Cupiagua .....	50
Figura 2-8. Variación del RVP del crudo venta con respecto al cambio de las presiones del deshidratador y separador de baja del CPF Cusiana caso 2020.....	51
Figura 2-9. Variación de la producción del crudo venta con respecto al cambio de las presiones del deshidratador y separador de baja del CPF Cusiana caso 2020. ....	51
Figura 2-10. Corrientes de entrada al CPF caso 2024 con inyección de 35 MMscfd desde Cupiagua.....	52
Figura 2-11. Modelo para nuevo sistema de compresión caso 2024 en la entrada de la planta de gas del CPF Cusiana .....	54
Figura 2-12. Modelo del CPF de Cusiana para caso 2024 con inyección de 35 MMscfd desde Cupiagua .....	55



Figura 2-13. Efecto de mezclar condensados estabilizados de la planta de gas en el crudo Cusiana caso 2024.....	56
Figura 2-14. Variación del RVP del crudo venta con respecto al cambio de las presiones del deshidratador y separador de baja del CPF Cusiana caso 2024.....	56
Figura 2-15. Variación de la producción del crudo venta con respecto al cambio de las presiones del deshidratador y separador de baja del CPF Cusiana caso 2024. ....	57
Figura 2-16. Efecto de la variación de la temperatura de entrada de los fluidos de las troncales TQ y XW en la RVP del crudo venta, caso 2024. ....	57
Figura 2-17. Variación RVP crudo venta según carga térmica del nuevo intercambiador propuesto para caso 2024.....	58
Figura 2-18. Perfiles de Temperatura asociados a la adición de nuevo intercambiador de calor entrada separador de baja caso 2024.....	59
Figura 2-19. Impacto en producción de nuevo intercambiador de calor para ajustar RVP caso 2024.....	59
Figura 2-20. Nuevo esquema de proceso para caso 2024 con nuevo intercambiador de calor .....	61
Figura 3-1. Resultado revisión válvulas de seguridad del tren de separación del CPF de Cusiana para el caso 2020.....	71
Figura 3-2. Resultado revisión válvulas de seguridad del tren de separación del CPF de Cusiana para el caso 2024 con RVP ajustado.....	72
Figura 3-3. Curva de desempeño sistema de compresión DEMAG de 1ª etapa (K-24101). Triangulo verde caso diseño, azul caso 2020, y rojo para 2024. ....	75
Figura 3-4. Curva de desempeño sistema de compresión DEMAG de 2ª etapa (K-24101B). Triangulo verde caso diseño, azul caso 2020, y rojo para 2024. ....	76
Figura 4-1. Dimensionamiento preliminar de intercambiador nuevo .....	81

## Lista de Tablas

Pág.

Tabla 1-1 Condiciones operacionales promedio de los pozos asociados a las troncales TQ y XW para el primer semestre del 2018. Fuente: (Well Production Ecopetrol, 2018) y (Ecopetrol Operaciones, 2018) .....	10
Tabla 1-2. Especificaciones de tuberías asociadas a las troncales TQ y XW. Fuente: (Ecopetrol, 2018) y reporte <i>Pipe Segment</i> de Symmetry .....	11
Tabla 1-3. Correlaciones para caídas de presión en sistemas multifásicos (3 fases) incluidos en Symmetry fuente (Virtual Materials Group, 2018) .....	17
Tabla 1-4. Presión de pozos de troncales operativos Vs calculados por correlaciones... ..	19
Tabla 1-5. Velocidad y $\Delta P/100$ líneas de la red para caso base. Fuente: reporte <i>Pipe Segment</i> de Symmetry .....	22
Tabla 2-1. Escenarios futuros de producción para los fluidos enviados desde el <i>Slug Catcher</i> de Cupiagua y la troncal XW. Fuente: (Ecopetrol Operaciones, 2018) .....	30
Tabla 2-2. Escenarios futuros de producción para la troncal TQ y otras fuentes que llegan al CPF de Cusiana. Fuente: (Ecopetrol Operaciones, 2018) .....	30
Tabla 2-3. Caso 2020 Gas inyectado desde CUP = 35 MMscfd. Fuente: reporte de fuente ( <i>Source</i> ) de Symmetry.....	34
Tabla 2-4. Caso 2020 sin inyección de gas desde Cupiagua. Fuente: reporte de fuente ( <i>Source</i> ) de Symmetry.....	36
Tabla 2-5. Velocidad y $\Delta P/100$ ft líneas de la red para caso 2020 con inyección de 35 MMscfd. Fuente: reporte de segmento de tubería ( <i>Pipe Segment</i> ) de Symmetry .....	37
Tabla 2-6. Velocidad y $\Delta P/100$ líneas de la red para caso 2020 sin inyección de gas. Fuente: reporte de segmento de tubería ( <i>Pipe Segment</i> ) de Symmetry .....	38
Tabla 2-7. Caso 2024 Gas inyectado desde CUP = 35 MMscfd. Fuente: reporte de fuente ( <i>Source</i> ) de Symmetry.....	42
Tabla 2-8. Caso 2024 sin inyección de gas desde Cupiagua. Fuente: reporte de fuente ( <i>Source</i> ) de Symmetry.....	44
Tabla 2-9. Velocidad y $\Delta P/100$ líneas de la red para caso 2024 con inyección de 35 MMscfd. Fuente: reporte de segmento de tubería ( <i>Pipe Segment</i> ) de Symmetry .....	45
Tabla 2-10. Velocidad y $\Delta P/100$ líneas de la red para caso 2024 sin inyección de gas. Fuente: reporte de segmento de tubería ( <i>Pipe Segment</i> ) de Symmetry .....	46

Tabla 2-11. Puntos de alarma por presión para el deshidratador y separador de baja presión del CPF Cusiana, fase II. ....	51
Tabla 2-12. Características del sistema de agua caliente de la planta de gas de Cusiana. ....	60
Tabla 2-13. Condiciones de proceso para nuevo intercambiador de calor usando agua caliente y RVP obtenida. ....	60
Tabla 3-1. Arrastre de componentes ( <i>carry over</i> ) en separadores.....	63
Tabla 3-2. Verificación capacidad <i>Slug Catcher</i> , caso 2020. Fuente: Reporte Vessel Sizing de Symmetry: .....	63
Tabla 3-3. Verificación capacidad Separadores, caso 2020. Fuente: Reporte Vessel Sizing de Symmetry .....	64
Tabla 3-4. Cálculos detallados separador V-22105 con y sin bota de líquido. ....	65
Tabla 3-5. Verificación capacidad <i>Slug Catcher</i> , caso 2024. Fuente: Reporte Vessel Sizing de Symmetry .....	66
Tabla 3-6. Verificación capacidad Separadores, caso 2024 .....	67
Tabla 3-7. Evaluación principales válvulas de control caso 2020. Fuente: Reporte Válvulas de Control de Symmetry.....	69
Tabla 3-8. Evaluación principales válvulas de control caso 2024. Reporte Válvulas de Control de Symmetry.....	69
Tabla 3-9. Recomendaciones para válvulas de control en el CPF Cusiana. ....	70
Tabla 3-10. Condiciones sistema de compresión DEMAG para caso base. Fuente: Reporte Compresores de Symmetry .....	73
Tabla 3-11. Condiciones operativas futuras para sistema de compresión DEMAG. Fuente: Reporte Compresores de Symmetry .....	74
Tabla 3-12. Condición de flujo mínimo (surge) y flujo de descarga estimado según curvas de desempeño para 1ª y 2ª etapa del sistema DEMAG.....	75
Tabla 4-1. Estimación del costo del sistema de bombeo requerido en Cupiagua .....	78
Tabla 4-2. Costo de energía del nuevo sistema de bombeo en el CPF de Cupiagua .....	79
Tabla 4-3. Estimación de costo para el nuevo intercambiador de calor. Fuente: Reporte de Económicos de Intercambiadores de Symmetry .....	80
Tabla 4-4. Producción de crudo para los escenarios 2020 y 2024 con respecto al caso base 2018. ....	81
Tabla 4-5. Producción de crudo para los escenarios 2020 y 2024 con respecto al caso base 2018 (Continuación) .....	82
Tabla 4-6. Ahorro en mantenimiento por salida de equipos de operación (Datos suministrados por ECP de acuerdo a históricos). ....	82
Tabla 4-7. Monetización gas disponible debido a la salida del compresor DEMAG de 3ª etapa del CPF de Cusiana y del sistema DEMAG del CPF de Cupiagua. ....	82
Tabla 4-8. Costos de fijos capital estimados del proyecto .....	83
Tabla 4-9. Costo Total Anualizado (TAC) .....	83

## Lista de Símbolos y abreviaturas

Símbolos con letras latinas

Símbolo	Término	Unidad	Definición
Duty	Carga térmica	MMBtu/h	Según equipo
Cv	Coeficiente de caudal	Gpm/psi	Caudal de agua a 60 F, medido en galones por minuto (gpm), que produce una pérdida de carga de 1 psi al circular por la válvula
A	Área total	ft <sup>2</sup>	
A <sub>T</sub>	Área total sección transversal	ft <sup>2</sup>	
A <sub>LLV</sub>	Área de líquido liviano por encima del fondo de la vasija	ft <sup>2</sup>	
D	Diámetro de la vasija/tubería	ft o in	
K (GPSA)	Constante de velocidad terminal según GPSA	ft/s	
K <sub>s</sub>	Constante de velocidad terminal de la ley de Stokes	(in/min)(cP) (lb/ft <sup>3</sup> )	
H	Altura	ft	
H <sub>V</sub>	Altura de área de desprendimiento de vapor	ft	
L	Longitud de la vasija	ft	
L <sub>min</sub>	Longitud mínima de separación vapor/líquido	ft	
Q	Flujo volumétrico	ft <sup>3</sup> /s o ft <sup>3</sup> /min o gpm	
U <sub>HL</sub>	Velocidad de asentamiento de gotas de líquido pesado en líquido liviano	ft/s	
U <sub>LH</sub>	Velocidad ascenso de gotas de líquido liviano en líquido pesado	ft/s	
U <sub>T</sub>	Velocidad terminal	ft/s	
U <sub>v</sub>	Velocidad de vapor	ft/s	
U <sub>vA</sub>	Velocidad actual de vapor	ft/s	
T <sub>H</sub>	Tiempo de <i>holdup</i>	min	
t <sub>HL</sub>	Tiempo de asentamiento para gotas de líquido pesado en líquido liviano	min	
t <sub>LH</sub>	Tiempo de ascenso para gotas de líquido liviano en líquido pesado	min	

Símbolo	Término	Unidad	Definición
$T_s$	Tiempo de <i>surge</i>	min	
$V_H$	Volumen de <i>holdup</i>	ft <sup>3</sup>	
$V_s$	Volumen de <i>surge</i>	ft <sup>3</sup>	

#### Símbolos con letras griegas

Símbolo	Término	Unidad SI	Definición
$\theta$	Tiempo de residencia del líquido	min	
$\phi$	Tiempo de caída de líquido	s	

#### Subíndices

Subíndice	Término
H, HL	Líquido pesado
HLL	Nivel de líquido pesado
L, LL	Líquido liviano
LLL	Nivel bajo de líquido
V	Vapor

#### Abreviaturas

Abreviatura	Término
API	Instituto Americano del Petróleo (de sus siglas en inglés)
BPD	Barriles por día
BSW	Sedimento básico y agua (de sus siglas en inglés)
CPF	Facilidades Centrales de Producción (de sus siglas en inglés)
ECP	Empresa Colombiana de Petróleos (Ecopetrol)
FLP	Presión de línea de flujo (de sus siglas en inglés)
GLP	Gas licuado del petróleo
GOR	Relación de Gas y Aceite (de sus siglas en inglés)
GPSA	Asociación de procesadores y proveedores de gas (de sus siglas en inglés)
KBPD	Miles de Barriles por día
MMscfd	Millones de Pies cúbicos estándar por día (de sus siglas en inglés)
MMBtu/h	Millones de BTU por hora (de sus siglas en inglés)
OPEX	Gastos operativos (de sus siglas en inglés)
PID	Diagrama de instrumentación y tubería (de sus siglas en inglés)
PSI	Libras por pulgada cuadrada (de sus siglas en inglés)
PSV	Válvula de seguridad de presión (de sus siglas en inglés)
RVP	Presión de Vapor Reid (de sus siglas en inglés)
TAC	Costo total anualizado (de sus siglas en inglés)
TAG	Etiqueta asociada a equipos e instrumentos



# Introducción

La dinámica de los yacimientos petroleros establece retos de diseño en la ingeniería, ya que los niveles de producción y las características de los fluidos pueden cambiar significativamente, lo que implica que las capacidades de las plantas de procesamiento de petróleo crudo, conocidas como facilidades centrales de procesamiento (CPF por sus siglas en inglés) deban revisarse periódicamente.

Normalmente, en los yacimientos petroleros, la producción de los pozos decae con el tiempo y la relación de petróleo crudo contenido en los fluidos obtenidos de éstos, también disminuye.

Así mismo, suelen presentarse cambios composicionales, como, por ejemplo, mayor cantidad de componentes livianos y mayor cantidad de agua. Para monitorear el comportamiento de los pozos respecto a su composición, se han definido indicadores como el contenido de agua y sedimentos (BSW, de sus siglas en inglés) y la relación de gas a petróleo (GOR, de sus siglas en inglés).

Los cambios anteriores, modifican las propiedades fisicoquímicas de los fluidos de los pozos y pueden conducir a cambios en el proceso de tratamiento del petróleo crudo, en las condiciones de proceso, en los equipos de procesamiento (adición, eliminación o modificación de equipos y tuberías), entre otras, para así buscar el máximo beneficio de las instalaciones existentes, obtener el crudo en especificaciones y mantener una operación segura, beneficiando la producción de crudo en el país.

En los Llanos Orientales de Colombia, región que ha tenido un potencial hidrocarburífero del cual se comenzó a hablar desde la década de los 30's y a la cual también se le califica como el gran depósito petrolero de Colombia, se descubrieron las reservas de Cusiana y Cupiagua hacia finales de los años 80's, las más grandes del país según los registros del Ministerio de Minas y Energía (Portafolio, 2018). En esta misma región, se encuentra el Piedemonte Llanero, que se caracteriza por ser el límite entre la Región Andina y los Llanos

Orientales, y se ubica en las estribaciones de la cordillera oriental, abarcando parte de los departamentos de Arauca, Boyacá, Casanare, Meta y Caquetá.

En la región del Piedemonte Llanero del departamento de Casanare, se encuentra localizado el campo petrolero de Cusiana, tal como se muestra en el mapa de la Figura 1.



Figura 1. Localización del CPF Cusiana (Ecopetrol, 2018)

Además de Cusiana, en el Piedemonte Llanero de Casanare, se encuentran otros campos, como los presentados en la Figura 2, donde además se muestra un perfil característico del tipo de componente más importante de cada campo. En esta zona, se encuentran las plantas de procesamiento de Floreña, Recetor, Cupiagua y Cusiana. En algunos casos se comparten líneas de producción que permiten direccionar algunos pozos para una u otra planta, para minimizar pérdidas de producción cuando se presente un mantenimiento mayor o una emergencia. Igualmente, tienen una interacción muy importante al estar



intercomunicados por oleoductos (caso Cupiagua/Cusiana) y poliductos (caso Floreña/Cupiagua).

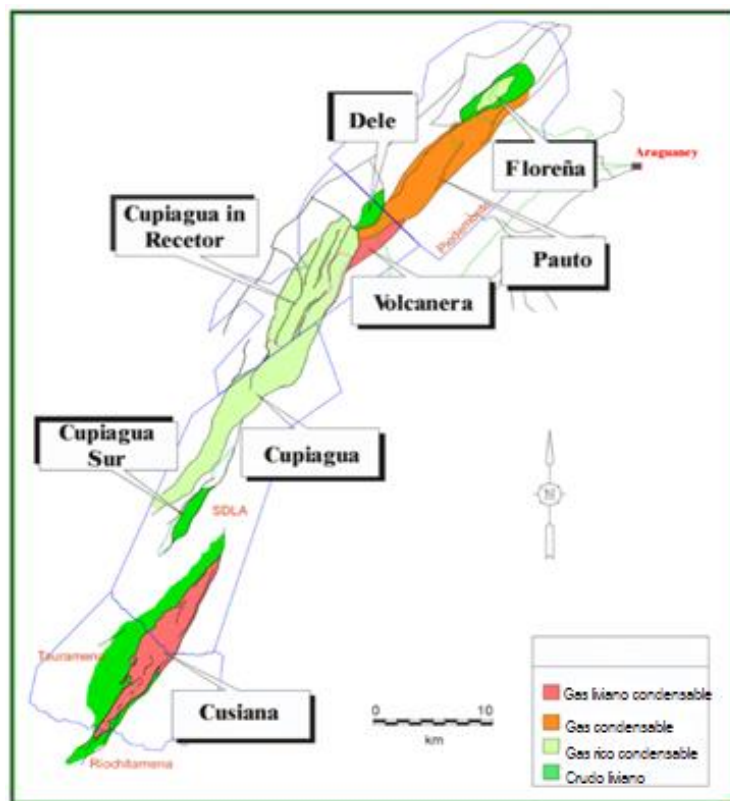


Figura 2. Distribución de los campos en el Piedemonte llanero (Ecopetrol, 2018)

El desarrollo de los campos del piedemonte presentados en la figura anterior fue realizado por la compañía British Petroleum Company (BP), mediante contratos de asociación para exploración y explotación. Algunos de estos contratos ya vencieron y han permitido que parte de los campos, hayan sido retomados por la Empresa Colombiana de Petróleos (ECOPETROL).

En julio del año 2010, la operación del CPF de Cupiagua fue asumida completamente por Ecopetrol; posteriormente, en julio del 2016, lo hizo con el CPF de Cusiana. Estos dos CPFs tienen una capacidad de procesamiento por diseño de 300 y 400 KBPD respectivamente, mientras que la producción para mediados del 2019 era de 12 KBPD de crudo y 18 KBPD de agua en Cupiagua, y de 4 KBPD de crudo y 10 KBPD de agua para Cusiana.

Es de resaltar que uno de los cambios más importantes de estos campos, está relacionado con el incremento de la cantidad de gas (GOR alto), razón por la cual se han construido en los últimos años, plantas de procesamiento de gas natural en ambos CPFs.

ECOPETROL ha venido desarrollando proyectos que permiten hacer el mejor uso de las instalaciones, incrementar la vida útil de los pozos productores y la producción de hidrocarburos de forma sostenible. Uno de los proyectos que está desarrollándose desde el Centro de Maduración de Proyectos (CMP), es la operación a baja presión de las líneas de flujo que llegan al CPF de Cusiana para permitir mayor flujo de líquidos, y con ello, proteger 9.5 Millones de Barriles Equivalentes de Reservas para que puedan ser aprovechables.

Bajo este escenario, se espera recibir una mayor cantidad de líquidos para ser tratados en el separador de recibo y amortiguamiento, conocido como *Slug Catcher*, que tendrá una presión de operación menor a la actual, de 500 psig; los líquidos obtenidos de este separador continuarán su procesamiento en el tren de separación. El gas obtenido de la separación en el *Slug Catcher*, deberá ser comprimido en un nuevo sistema para ser enviado a la planta de gas para su procesamiento.

En el marco del proyecto mencionado en el párrafo anterior, surgió una alternativa complementaria para evaluar también el envío de los líquidos asociados a los campos Cupiagua, Cupiagua Sur y Recetor hacia el CPF de Cusiana para determinar los beneficios e impactos en ambos CPFs. Para realizar lo anterior, deben desviarse los líquidos obtenidos del *Slug Catcher* de Cupiagua que opera a una presión de 600 psig, usando las troncales de producción existentes XW y TQ, pasando por los pozos XLs, tal como se presenta en la figura 4.

El esquema sobre el cambio propuesto en el CPF de Cupiagua es presentado en la Figura 3. Nótese que, al realizar el desvío de líquidos, los trenes de separación (separadores de alta, media y baja presión) y el sistema de recuperación y compresión de gas (conocido como sistema DEMAQ), estarán deshabilitados (área sombreada), lo cual permitirá reducir costos por mantenimiento, operación y reducir el impacto ambiental en el CPF de Cupiagua.

Para el análisis anterior, en este trabajo se desarrollará un modelo en la plataforma de simulación de procesos Symmetry (anteriormente VMGSim®), desarrollada por la

compañía Virtual Material Group ahora adquirida por Schlumberger, que contendrá dos aspectos generales a evaluar. El primero será el modelo hidráulico con una red de las líneas de pozos y troncales de producción, y el segundo estará relacionado con los impactos en cada CPF desde el punto de vista de ingeniería de procesos.

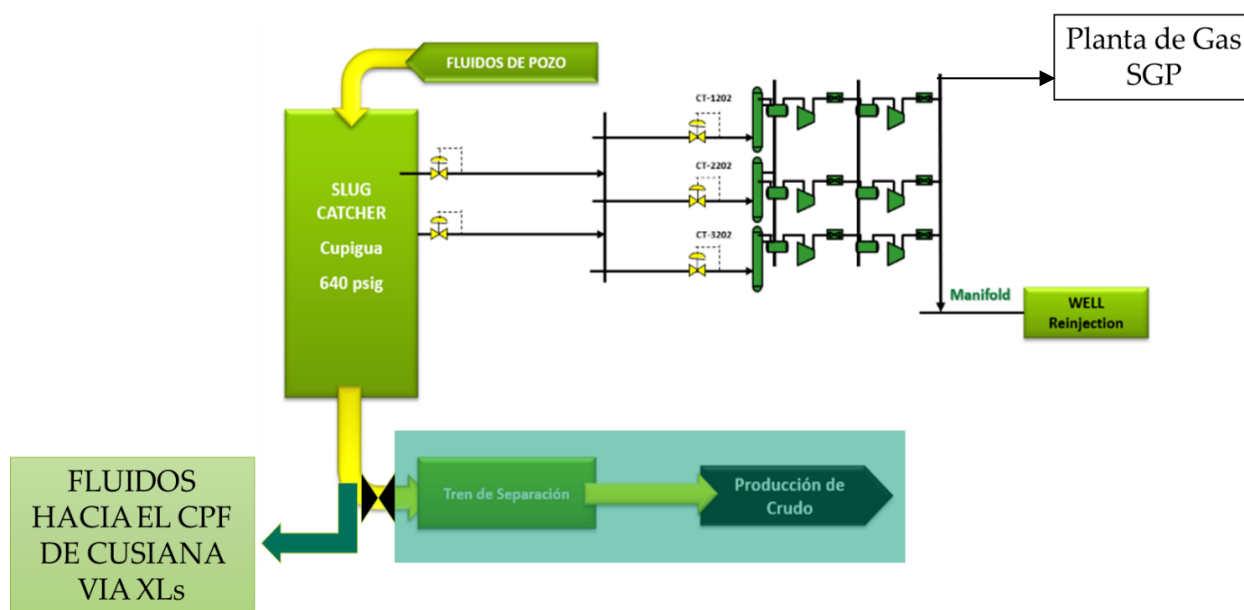


Figura 3. Esquema propuesto para desvío de Fluidos desde el CPF de Cupigua hacia Cusiana

En el primer caso se revisarán condiciones de presión en cada uno de los pozos y se determinará el flujo de líquidos a recibir en el CPF de Cusiana para una presión establecida en el *Slug Catcher* y así, se analizarán los impactos de producción en los pozos asociados. Para lo anterior, se tomarán los datos de planta perfil, diámetros existentes y características de los fluidos de pozos. Para el segundo caso, se revisarán los impactos en cada CPF. Para el CPF de Cupigua se deberá verificar que no se presenten problemas al sacar de servicio al tren de separación y el sistema DEMAG con la operación de la planta de gas, y en caso de identificar alguno, proponer una solución. En el CPF de Cusiana, se deberá validar la capacidad de procesamiento, teniendo en cuenta los límites seguros de operación de los equipos e instrumentos principales involucrados.

En la Figura 4 se presenta un esquema global de operación donde se indica la ruta de los líquidos desde el *Slug Catcher* del CPF de Cupigua, pasando por las troncales y pozos correspondientes, hasta el CPF de Cusiana.

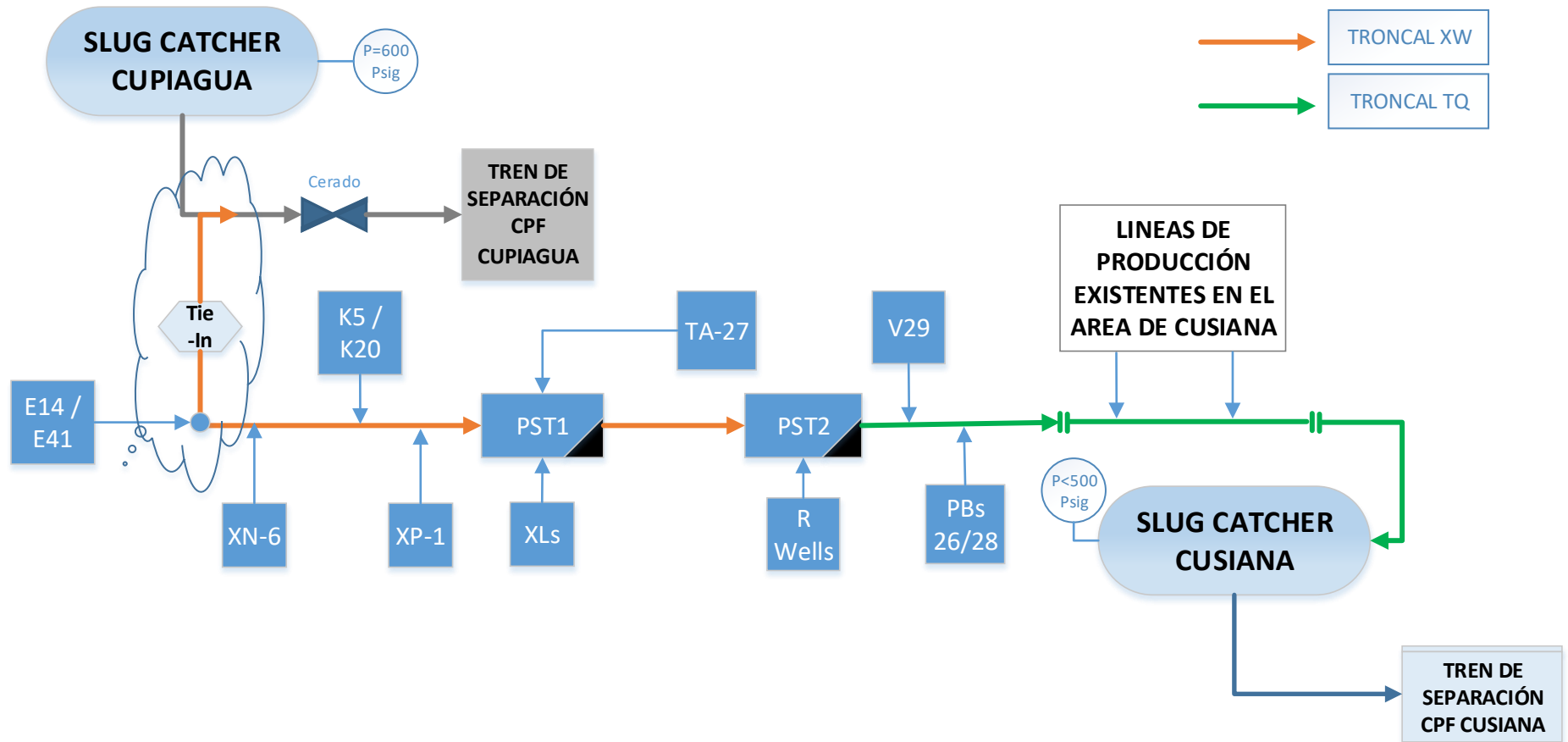


Figura 4. Diagrama de la ruta para el desvío de líquidos desde el *Slug Catcher* del CPF de Cupiagua hacia el CPF de Cusiana.

Para el desarrollo del presente estudio, se validarán las bases conceptuales de ingeniería para poder construir un modelo de simulación con buenas predicciones. Los ejes fundamentales corresponden a la evaluación de los modelos termodinámicos aplicables, el manejo de fluidos (caracterización, correlaciones para determinar la caída de presión), dimensionamiento y evaluación de equipos de proceso (bombas, compresores, separadores, entre otros) e instrumentación de proceso (válvulas de control). Estos temas serán discutidos en detalle cuando se presente el desarrollo de los modelos de simulación.

La metodología empleada para el desarrollo del estudio se divide en dos etapas principales:

a) Diagnóstico inicial:

En esta etapa se realizará una simulación de proceso con las condiciones actuales de las troncales TQ y XW, donde se recolecta información de varios pozos y con base en la experiencia de la operación y literatura, se realizará un análisis del comportamiento del sistema. Así mismo se analizará información del CPF de Cusiana y Cupiagua para evaluar con ECP, las variables críticas y los diferentes problemas operativos que se identifiquen. En esta etapa se desarrollará el modelo caso base de las troncales de producción con el cual se validarán los parámetros tales modelos termodinámicos y correlaciones de caídas de presión y temperatura, para aplicarlos en los casos futuros. Para el caso del modelo del CPF de Cusiana, se tomará como referencia, el modelo suministrado por ECP y la información correspondiente de vasijas, equipos e instrumentos.

b) Evaluación / Resultados

Se evaluarán las etapas críticas de procesamiento que sean impactadas por la modificación planteada como son: transporte (De líneas de pozo a Troncales de producción y envío a CPFs), Recibo y Separación de Fluidos (Slugh Catcher y tren de separación), el sistema de compresión DEMAG y recuperación de condensados. Para cada una de estas etapas, se realizará un análisis de sensibilidad paramétrica, para verificar los límites seguros de operación. Los resultados obtenidos de las simulaciones serán validados con datos reales, lo que implicará un análisis de composición de gas y medición de las corrientes de entrada y salida.

Un diagrama general de guía sobre la metodología a emplear basada en el trabajo de (Mesa Gómez, 2016) se presenta en la Figura 5, que será aplicada en este documento.

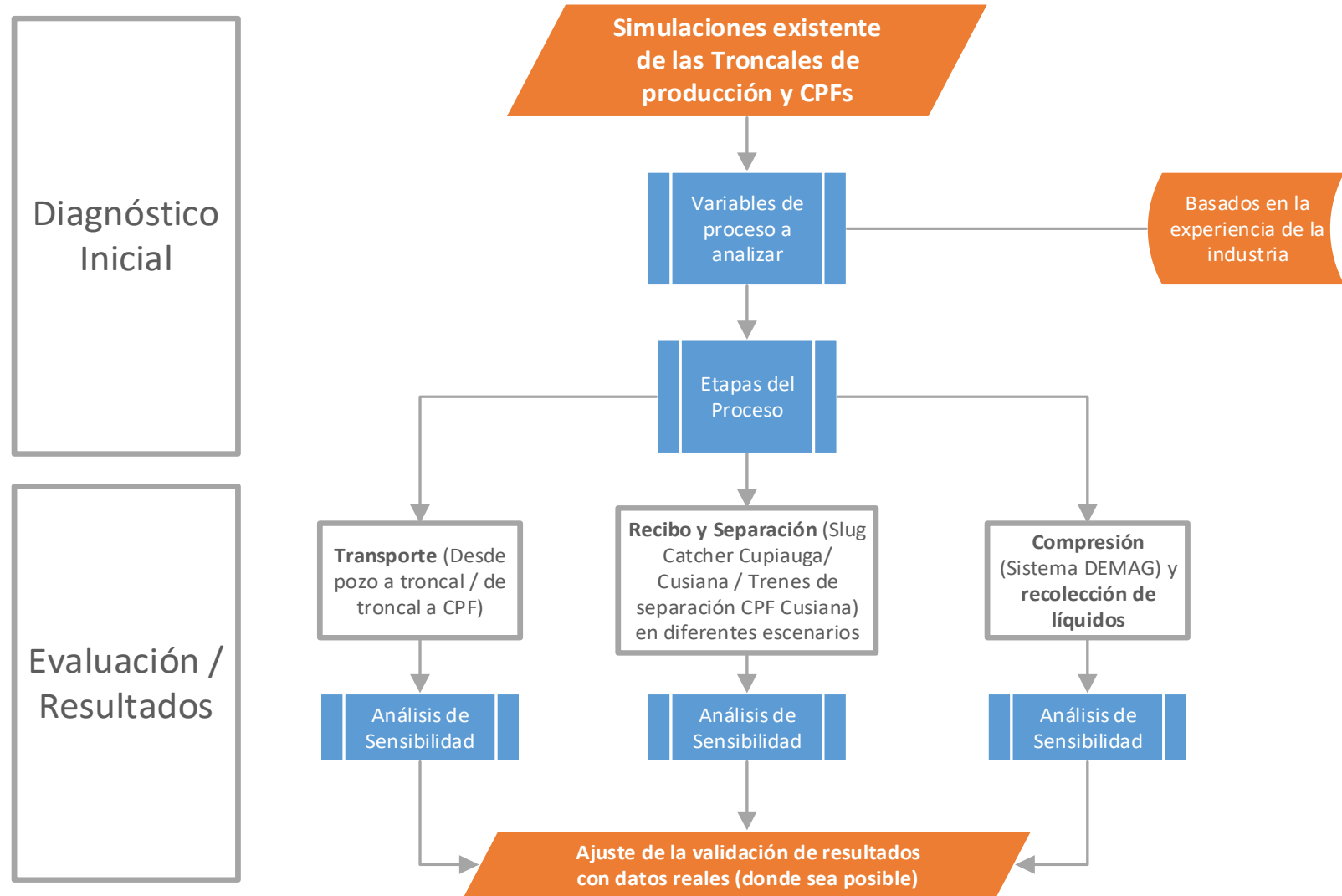


Figura 5. Metodología para construcción y validación de modelos de simulación

# **1. Modelamiento del Caso Base**

En este capítulo se definen los parámetros del caso base para la red de tuberías de las troncales de producción y para el CPF de Cusiana para lograr la mejor estimación posible de sus variables. Cada modelo se valida con datos operacionales, criterios definidos junto con ECP y otros criterios como la especificación de crudo venta.

## **1.1 Caso Base de Troncales**

Las troncales de producción existentes XW y TQ, han servido para atender emergencias operacionales o mantenimientos mayores entre los CPFs de Cupiagua y Cusiana, de forma tal que han permitido direccionar parte de la producción de los pozos que allí se manejan hacia uno u otro CPF, minimizando impactos de producción. Para el modelamiento de las troncales de producción XW y la troncal TQ para los escenarios futuros de evaluación, donde todos los líquidos del Slugh Catcher de Cupiagua se envían hacia el CPF de Cusiana (ver figura No 4, capítulo anterior), se decidió desarrollar un caso base de troncales con el fin de sintonizar la red de pozos futura, a partir de los datos operacionales disponibles de finales de 2018, en donde la troncal XW tiene la producción direccionada hacia el CPF de Cupiagua, y la troncal TQ hacia el CPF de Cusiana.

Mediante el módulo Pipe de la plataforma de procesos Symmetry, se desarrolló el caso base donde se revisaron los pozos activos, los niveles de producción, condiciones de presión y temperatura de cada pozo asociado a las troncales evaluadas. El objetivo de esta etapa consistió en obtener un modelo base que reflejara la operación actual, acercándose tanto como sea posible a las condiciones operativas del periodo definido 2018. De acuerdo con la experiencia de ECP y del autor, se acordó un error absoluto máximo aceptable del 10% para desviaciones de presiones de pozo y temperatura de entrada de fluidos a los CPFs.

El modelo caso base también tuvo en cuenta algunas particularidades del sistema de troncales de producción que son conocidas por Operaciones ECP, obtenida la experiencia y otros estudios previos. Como parámetro del modelo, se tomó la presión de operación promedio del *Slugh Catcher* de Cusiana y Cupiagua a 500 y 600 psig respectivamente.

### 1.1.1 Información de entrada al modelo Caso Base

- Condiciones de Operación

La información de operación asociada a los pozos involucrados en las troncales para el caso base definido, se presentan en la Tabla 1.1.

Tabla 1-1 Condiciones operacionales promedio de los pozos asociados a las troncales TQ y XW para el primer semestre del 2018. Fuente: (Well Production Ecopetrol, 2018) y (Ecopetrol Operaciones, 2018)

Pozo	Troncal Asociada	T [F]	P [psig]	GOR [SCF/bbl]	BSW [%]	Gas [MMscfd]	Crudo [bbl/d]	Agua [bbl/d]
E14	XW	131.0	751	68,571.4	13.6	14.4	210.0	32.9
K5	XW	159.0	749	65,027.3	64.5	11.9	183.0	332.9
K20	XW	130.0	743	126,126.1	65.5	14.0	111.0	211.0
Man_XLCP	XW	158.8	Nota 1	25,906.0	53.9	35.01	1,351.0	1,580.3
XN6	XW	125.0	813	33,027.5	60.8	3.6	109.0	169.0
XP1	XW	196.0	858	679,365.0	61.4	85.6	126.0	200.3
CSR13Y	TQ	142.0	646	1,883,333.3	92.8	11.3	6.0	77.3
MAN-XL	TQ	166.5	Nota 1	---	---	92.0	-	-
PB26	TQ	143.6	562	17,377.1	56.3	5.3	305.0	392.9
PB28	TQ	106.0	562	93,333.3	95.4	4.2	45.0	925.9
TA-27	TQ	164.0	804	108,139.5	93.0	9.3	86.0	1,144.3
V29	TQ	167.0	570	276,923.1	42.4	32.4	117.0	86.0
XL5	Nota 1	156	459	31578.9	54.6	24	760	915.8
XL4	Nota 1	177	1041	174280.9	52.9	103	591	664

Nota 1: Los pozos denominados Man\_XLCP y Man-XL, corresponden a los flujos equivalentes resultantes para cada troncal desde los pozos XL4 y XL5. En este escenario, en MAN-XL, se están enviando 92 MMscfd de gas hacia el CPF de Cusiana.

<sup>1</sup> Se aproxima el valor de 35 MMscfd, teniendo en cuenta que se envían 92 MMscdf hacia el CPF de Cusiana, el valor encontrado por el modelo, a las condiciones de flujo es 33.46 MMscfd.



ECP suministró la información de operaciones de los pozos XL4 y XL5, para poder realizar la estimación de temperatura de proceso, tal como se muestra en el diagrama de proceso de la Figura No 1-1, donde todos los líquidos obtenidos de los pozos XL4 y XL5 son enviados hacia Cupiagua. Con respecto al gas, se envían 92 MMscfd hacia el CPF de Cusiana, y el gas restante (33.46 MMscfd) se une a los líquidos de ambos pozos hacia el CPF de Cupiagua.

- Geometría de las líneas de la red

El perfil de elevaciones o planta perfil de las troncales de producción fue suministrado por ECP para la construcción del modelo. Así mismo, las especificaciones de la tubería respecto a los diámetros y rugosidades. En la Tabla 1-2 se presentan las características principales de las líneas asociadas a las troncales estudiadas.

Tabla 1-2. Especificaciones de tuberías asociadas a las troncales TQ y XW. Fuente: (Ecopetrol, 2018) y reporte *Pipe Segment* de Symmetry

Segmento	SCH	D nominal [in]	D interno [in]	Espesor [in]	D externo [in]	Longitud [m]	Rugosidad [in]
XL-conXL	Custom		11.75	0.50	12.75	1650.40	0.0020
ConXL-conXP	Custom		18.62	0.69	20.00	1800.00	0.0020
ConXP- ConXZ-XW	Custom		18.62	0.69	20.00	3150.00	0.0020
ConXZ-XW- ConXA	Custom		18.62	0.69	20.00	250.01	0.0020
ConXA-ConK	Custom		18.62	0.69	20.00	2125.00	0.0020
ConK-ConXN	Custom		18.62	0.69	20.00	745.30	0.0020
ConXN-ConE	Custom		18.62	0.69	20.00	2681.11	0.0020
ConE-CPF	Custom		18.62	0.69	20.00	9230.05	0.0020
Line_XP1	30.00	8.00	8.00	0.31	8.62	100.01	0.0020
XP-ConXP	Custom		11.75	0.50	12.75	1314.04	0.0020
Line_TA27	140.00	8.00	7.00	0.81	8.62	122.65	0.0018
TA27-PST1	60.00	10.00	9.83	0.46	10.75	4616.47	0.0006
PST1-TIEINQ	30.00	20.00	19.00	0.50	20.00	7796.36	0.0006
TIEINQ-PST2	30.00	20.00	19.00	0.50	20.00	663.76	0.0006
PST2-TieV29	30.00	20.00	19.00	0.50	20.00	1566.07	0.0006
TieV29- TiePB26	30.00	20.00	19.00	0.50	20.00	4969.25	0.0018
TiePB-CPF	30.00	20.00	19.00	0.50	20.00	1366.12	0.0018
MANXL-PST1	Custom		11.75	0.50	12.75	1724.88	0.0018
Line_CSR13Y		6.00	6.06	0.28	6.62	100.01	0.0020
ManR-PLATR	40.00	12.00	11.94	0.41	12.75	230.04	0.0709
PLATR-PST2	40.00	16.00	15.00	0.50	16.00	1453.12	0.0018

Tabla 1-2. Especificaciones de tuberías asociadas a las troncales TQ y XW (Continuación).  
Fuente: (Ecopetrol, 2018) y reporte *Pipe Segment* de Symmetry

Segmento	SCH	D nominal [in]	D interno [in]	Espesor [in]	D externo [in]	Longitud [m]	Rugosidad [in]
Line_K5	40.00	8.00	8.00	0.31	8.62	100.01	0.0020
K-ConK	Custom		11.75	0.50	12.75	525.01	0.0020
Line_K20	40.00	8.00	8.00	0.31	8.62	100.01	0.0020
Line_XN6		Custom	8.00	0.31	8.63	100.00	0.0020
XN-ConXN	Custom		11.75	0.50	12.75	474.33	0.0020
Line_CSV29	120.00	8.00	7.19	0.72	8.62	80.10	0.0018
ManV-TieV	120.00	8.00	7.19	0.72	8.62	160.00	0.0018
Line_E14		Custom	8.00	0.31	8.63	100.00	0.0020
E-conE	Custom		11.75	0.50	12.75	1100.80	0.0020
Line_BAPB26	140.00	8.00	7.00	0.81	8.62	49.99	0.0018
line_PB	Custom		11.86	0.45	12.75	1412.34	0.0018
Line-BAPB28	140.00	8.00	7.00	0.81	8.62	199.99	0.0018
ManR-PLATR	40.00	12.00	11.94	0.41	12.75	230.04	0.0709
PLATR-PST2	40.00	16.00	15.00	0.50	16.00	1453.12	0.0018
Line_K5	40.00	8.00	8.00	0.31	8.62	100.01	0.0020
K-ConK	Custom		11.75	0.50	12.75	525.01	0.0020
Line_K20	40.00	8.00	8.00	0.31	8.62	100.01	0.0020
Line_XN6		Custom	8.00	0.31	8.63	100.00	0.0020
XN-ConXN	Custom		11.75	0.50	12.75	474.33	0.0020
Line_CSV29	120.00	8.00	7.19	0.72	8.62	80.10	0.0018
ManV-TieV	120.00	8.00	7.19	0.72	8.62	160.00	0.0018
Line_E14		Custom	8.00	0.31	8.63	100.00	0.0020
E-conE	Custom		11.75	0.50	12.75	1100.80	0.0020
Line_BAPB26	140.00	8.00	7.00	0.81	8.62	49.99	0.0018
line_PB	Custom		11.86	0.45	12.75	1412.34	0.0018
Line-BAPB28	140.00	8.00	7.00	0.81	8.62	199.99	0.0018

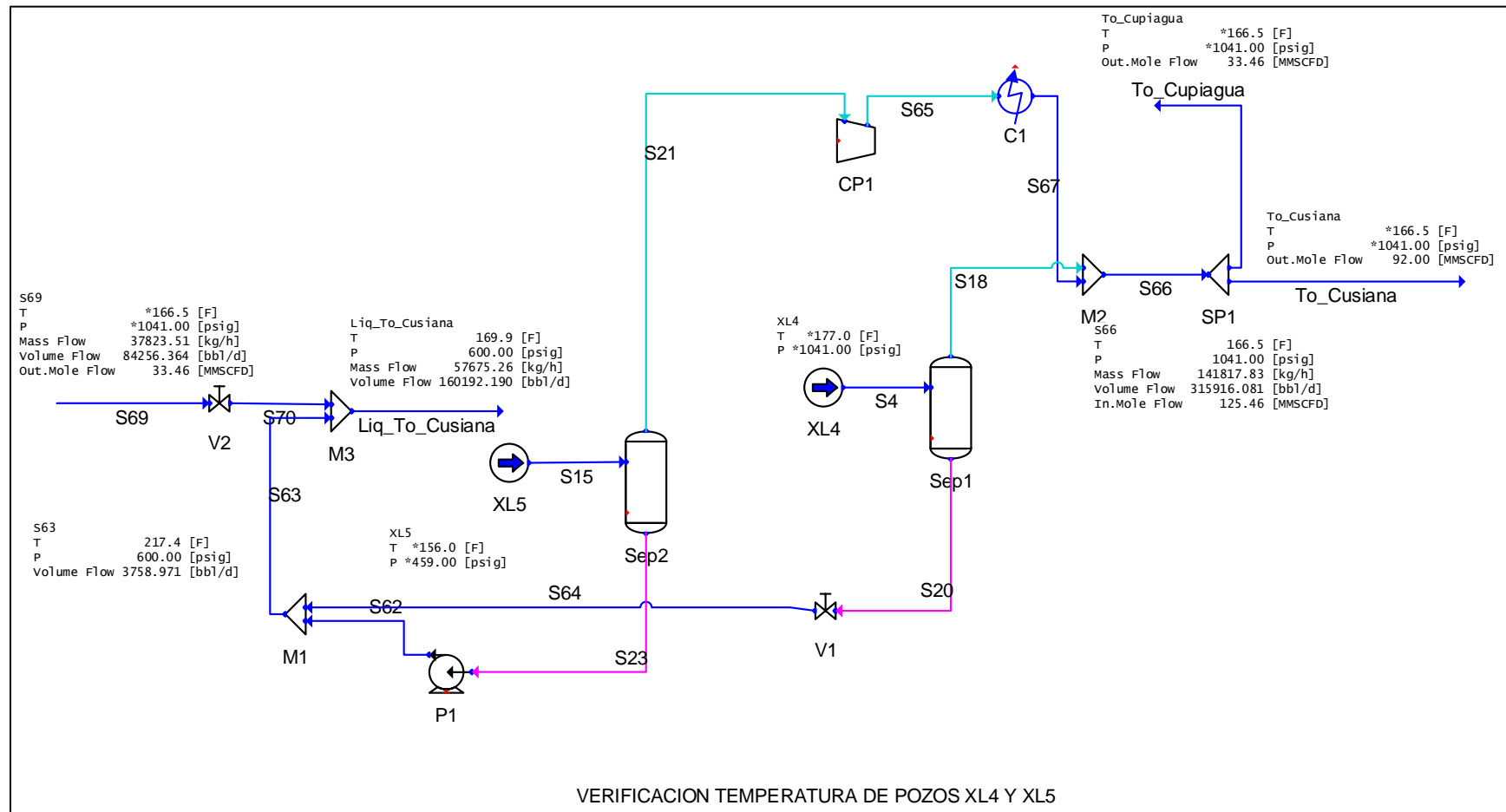


Figura 1-1. Diagrama de proceso pozos XL4 y XL5 para validación de temperaturas.

### 1.1.2 Caracterización de Fluidos

Para la caracterización del fluido de las troncales de producción, se empleó la técnica de caracterización llamada PIONA (n-Parafinas, Iso-parafinas, Oleofinas, Naftenos y Aromáticos) (Hay, Loria, & Satyro, 2013).

Esta técnica es particularmente útil para caracterizar hidrocarburos pesados, y en ella, usualmente, los componentes individuales se usan para representar la composición exacta de una mezcla, lo cual no es realista debido a la presencia de potencialmente miles de especies químicas, correspondiendo a restricciones en las técnicas analíticas actualmente disponibles y al uso ineficiente de los recursos computacionales para simulación. En estos casos, las técnicas tradicionales para modelamiento de materiales se basan en el uso de pseudo componentes que frecuentemente toman como base una propiedad de fácil medición tal como un punto normal de ebullición.

En tales casos, un pseudo componente con un punto de ebullición normal promedio dado representa una mezcla de varios componentes puros que pueden ebullicir dentro de un cierto intervalo de temperatura. Adicionalmente, el pseudo componente no solo representa ese promedio de componentes respecto a las diferentes temperaturas de ebullición, sino también a los componentes que tengan diferentes características químicas; tales como los aromáticos, naftenos y parafinas con diferentes propiedades individuales, por ejemplo, la densidad y viscosidad, que son propiedades muy relevantes para muchos casos de simulación. Por lo anterior, el uso de pseudo componentes es limitado especialmente cuando hay separaciones químicas, o reactores químicos en una simulación debido a la falta de información química de los pseudo componentes.

La técnica PIONA, que está implementada en Symmetry, consiste en el uso de un listado constante de componentes seleccionados que cubre el intervalo de números de carbón de interés para el modelamiento de importantes y diversos reactores tales como hidrocrackers, reformadores y visco-reductores que se basan en el uso de grupos estructurales moleculares. A través de la combinación de los diferentes componentes del listado, diseñado para modelar componentes parafinas, olefinas, aromáticos y otros importantes componentes químicos típicamente encontrados en un crudo, una curva de destilación para un alimento puede ser ajustada en forma similar que un pseudo componente a través de una caracterización estándar de crudo. La ventaja de PIONA es

lograr capturar la esencia química del alimento y es bastante flexible para codificar en la caracterización de componentes conociendo las características químicas del alimento en un rango desde propiedades simples tales como masa molar y densidad, hasta los datos de una caracterización PIONA. (Hay, Loria, & Satyro, 2013).

A partir de los análisis tipo Assay III para el crudo de Cusiana (Antek S. A., 2018) y Cupiagua (Antek S. A., 2018) suministrados por ECP, se realizó la caracterización del crudo (Ver Anexo A), usando la utilidad PIONA *Slate* y *Oil Source*. La primera genera un grupo de pseudo componentes que representa un alimento con diferentes componentes PIONA que ebulen sobre un rango de temperatura. La segunda utilidad, calcula la mejor combinación del listado de componentes PIONA a nivel composicional para ajustar los datos de destilación y propiedades físicas. En el modelo se ingresó la mayor parte de la información disponible en los Assay y se empleó la opción de regresión para obtener la mejor caracterización posible. De esta manera, se obtuvo un listado de componentes PIONA.

A pesar de que en el presente estudio se pudiera usar la técnica tradicional, es intención del autor dar a conocer la metodología PIONA por ser una de las diferencias relevantes del software respecto a otros simuladores y por las posibles aplicaciones en otras áreas como refinación donde ECP puede implementarla.

Para el caso del gas asociado a los pozos, se tomaron de referencia los análisis cromatográficos de los pozos asociados a cada troncal, para la troncal XW el pozo K20 y para la TQ, el pozo E14 (CIC Corporación para la Investigación de la Corrosión, 2018).

### 1.1.3 Modelo termodinámico

No importa que tan simple o compleja sea una simulación, la calidad de los resultados dependerá de la calidad de los métodos termodinámicos usados para estimar el estado de las corrientes, como de los métodos usados para estimar las propiedades físicas y de transporte tales como densidad y viscosidad (Virtual Materials Group, 2018).

Uno de los modelos recomendados para cálculos de equilibrio de vapor – líquido para sistemas de hidrocarburos es el de Peng-Robinson (PR) desarrollado en 1976, pero que ha tenido varias mejoras que se han hecho para extender el rango de aplicabilidad y

mejorar sus predicciones para algunos sistemas no ideales. Para aplicaciones en petróleo y gas o petroquímicas, la ecuación de estado de PR es el paquete termodinámico recomendado (Gil Chaves, Guevara López, García Zapata, Leguizamón Robayo, & Rodríguez Niño, 2016) y (Aspentech Technology Inc, 2017).

Los paquetes de propiedades disponibles en el simulador Symmetry basado en PR solucionan rigurosamente cualquier sistema de una, dos o tres fases, con alto grado de eficiencia y confiabilidad si es aplicado entre las siguientes condiciones:

- Rango de Temperatura > -271°C
- Rango de presión < 15000 psia

El modelo PR se describe de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m^2 + 2abV_m - b^2}$$

Donde a, b y el factor  $\alpha$ , se definen según la siguientes expresiones:

$$a = \frac{0.45724R^2T_c^2}{P_c}; b = \frac{0.07780RT_c}{P_c}$$

$$\alpha = \{1 + (0.3464 + 1.5422\omega - 0.26992\omega^2)(1 - T_r^{0.5})\}^2$$

Ecuación 1-1. Modelo ecuación de estado de Peng-Robinson

Nota: subíndice c, indica la variable en el punto crítico; subíndice r, indica la variable en el punto reducido; P y T corresponden a la presión y temperatura. El factor  $\alpha$  es función de la temperatura y del factor acéntrico  $\omega$ .

Symmetry tiene una de las más extensas y documentadas librerías con modelos de interacción termodinámica que se ofertan en el mercado de los simuladores de procesos. El modelo recomendado para el presente estudio es *Advanced Peng Robinson (APR)* que tiene todas las características del modelo de Peng-Robinson (PR) más una interpretación del volumen para mejorar la predicción de la densidad de la fase líquida. Trata con componentes polares que son vistos en estas áreas en una forma más apropiada que como lo hace la ecuación de estado de PR. También tiene un importante conjunto de parámetros de interacción para casos dependientes de la temperatura, así como también, una mejor estimación de los cálculos de densidad de líquidos por la interpretación del volumen.

### 1.1.4 Correlación de caída de presión

Debido a la naturaleza de los pozos, en las troncales de producción se maneja flujo multifásico (agua, crudo y gas), es necesario considerar una correlación para la caída de presión que tenga en cuenta esta condición.

Para modelar sistemas de tuberías, los simuladores de proceso cuentan con diferentes correlaciones y métodos de cálculo para flujo multifásico. Sin embargo, no todas las correlaciones permiten obtener los mismos resultados y no aplican para algunos sistemas. Se han desarrollado cálculos para flujo una dos y tres fases, si son tuberías horizontales o verticales. Algunos métodos también son calculados basados en la tasa de flujo, para determinar el régimen y de acuerdo con esto, mediante un mapa de flujo, se establece el modelo apropiado para el cálculo (Thome, 2007).

El simulador de procesos de Symmetry implementa varias correlaciones para determinar la caída de presión en flujo multifásico, en su opción para modelar tuberías llamada *Pipe Segment*, de las cuales se presentará una breve descripción en la Tabla 1-3.

Con excepción de la correlación de OLGA que requiere un permiso especial de licenciamiento, las otras correlaciones fueron evaluadas y se determinó la que mejor se acercaba a los valores operacionales.

Tabla 1-3. Correlaciones para caídas de presión en sistemas multifásicos (3 fases) incluidos en Symmetry fuente (Virtual Materials Group, 2018)

Correlación	Descripción	Régimen de Flujo
Beggs and Brill	Para sistemas bifásicos que tiene en cuenta la inclinación de la tubería. El modelo incluye la modificación de Brown de 1977 para la zona de transición	Se determina el número de Froude y el contenido de líquido de entrada para ubicarlo en el mapa de flujo. Incluye flujo segregado (estratificado y anular), Intermitente, transición y distribuido (burbujas y neblina)
OLGA (3P)	Potente modelo de punto mecanístico que calcula gradientes de presión para dos y tres fases, acumulación de líquido y patrón de flujo en una sección específica de tubería.	Todos
LedaFlow (3P)		

Tabla 1-3. Correlaciones para caídas de presión en sistemas multifásicos (3 fases) incluidos en Symmetry (Continuación)

Correlación	Descripción	Régimen de Flujo
Mandhane	Método de predicción para el volumen ocupado y caída de presión por fricción, el cual está basado en correlaciones que ajustan datos basados en el régimen de flujo	Burbuja, estratificado, onda, ariete, neblina anular, burbuja dispersa
Petalas 3P	Es un modelo mecánico para sistemas de 2 y 3 fases que tiene en cuenta los regímenes de flujo e inclinación de tuberías	Intermitente, burbujas dispersas, onda estratificada, suavizado, anular con neblina, burbuja, burbuja elongada, ariete
Oliemans 3P		Intermitente, burbujas dispersas, onda estratificada, suavizado, anular disperso, burbuja, anular

### 1.1.5 Perfil de Temperatura de las troncales

Teniendo en cuenta que los históricos de la temperatura de los pozos consideran que la variación en cabeza de pozo es baja, se acuerda que en los diferentes modelos se tomarán los valores promedio reportados en la Tabla 1-1, como temperatura de pozo.

El perfil de temperatura a través de la red depende de cómo se defina el método de cálculo para la tubería. Symmetry permite considerar los fenómenos de transferencia de calor, con opciones de cálculo simple como hacer consideraciones de tuberías adiabáticas, hasta considerar los efectos por intercambio de calor con el medio exterior, para casos diferentes, como por ejemplo cuando la tubería esté expuesta al aire, agua, esté enterrada y también se encuentre con algún tipo de aislamiento. También se incluyen métodos para determinar la transferencia de calor entre la pared de la tubería y el fluido de proceso (Virtual Materials Group (VMG), Inc., 2017).

Se realizaron algunas evaluaciones de la red usando un valor típico de coeficiente de transferencia de calor ( $1 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ ) para este tipo de fluidos y redes de acuerdo con la experiencia de ECP y del autor, encontrando valores siempre por debajo de la temperatura promedio de entrada a los CPFs ( $T < 100^\circ\text{F}$ ). Por lo anterior, se decidió usar el método detallado, que considera la temperatura ambiente para calcular el efecto de fenómenos conductivos y convectivos de transferencia de calor, con lo cual se logró tener un perfil tal



que las temperaturas en la entrada a los CPFs se acercaran a las temperaturas operacionales.

### 1.1.6 Resultados del caso base

Teniendo en cuenta lo definido anteriormente respecto a la caracterización de fluidos, modelo termodinámico, perfil de presión y temperatura, se encontraron los resultados presentados a continuación.

- Correlación de Caída de Presión

En la Tabla 1-4 se presentan los resultados obtenidos de la evaluación, en donde se encuentra que la correlación que mejor representa el perfil de presión de las troncales de producción estudiadas es el de Oliemans, teniendo en cuenta que para la troncal XW y TQ genera un error promedio de 0.93% y 7.34% respectivamente de acuerdo con las condiciones operacionales promedio (Ver tabla 1-1). Adicionalmente, revisando puntualmente, el valor máximo de error se da para el caso del pozo R13 de la troncal TQ con un valor de 12.33%.

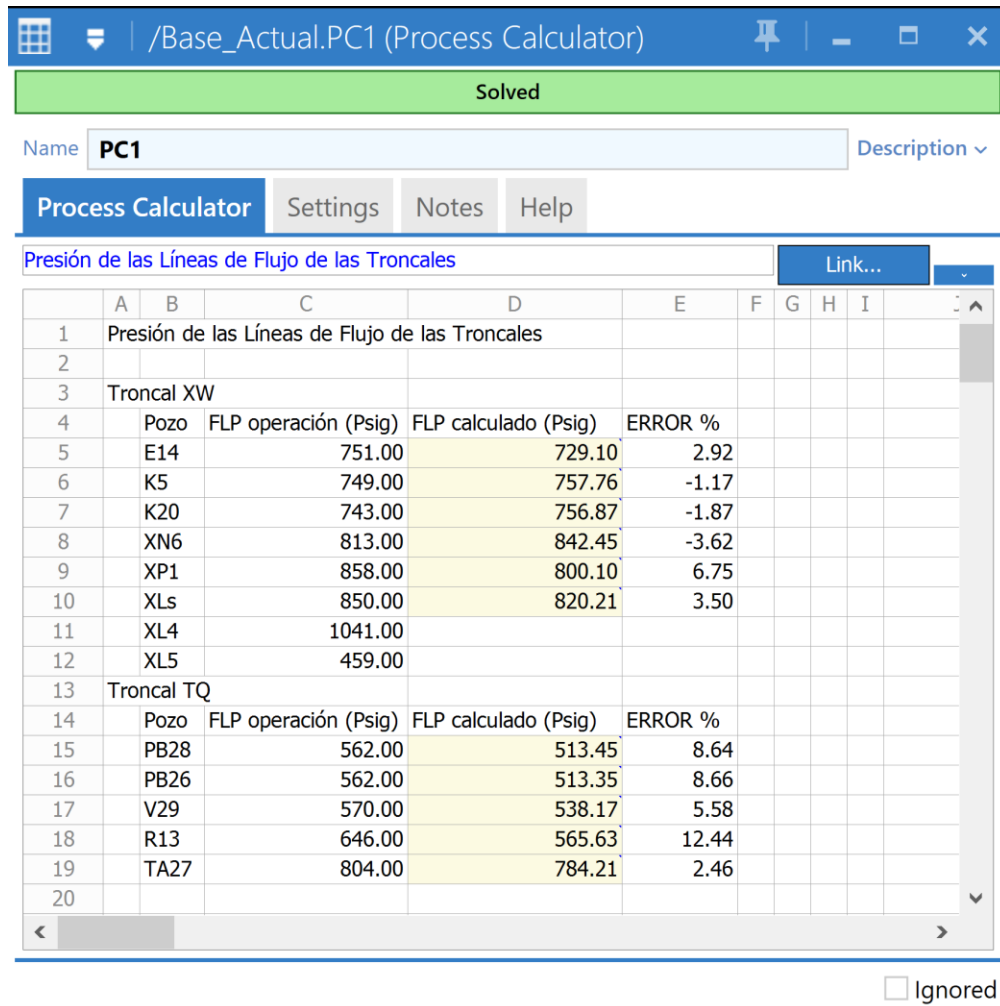
Tabla 1-4. Presión de pozos de troncales operativos Vs calculados por correlaciones

Troncal XW / Correlación		Beggs-Brill		Mandhane		Oliemans		LedaPM_3P		Petalas_3P	
Pozo	FLP <sub>op</sub> (Psig)	FLP <sub>cal</sub> (Psig)	ERROR %	FLP <sub>cal</sub> (Psig)	ERROR %	FLP <sub>cal</sub> (Psig)	ERROR %	FLP <sub>cal</sub> (Psig)	ERROR %	FLP <sub>cal</sub> (Psig)	ERROR %
E14	751	1,158.3	(54.24)	639.2	14.89	730.6	2.71	NC	NC	722.8	3.75
K5	749	1,391.4	(85.76)	659.7	11.92	760.4	(1.52)	NC	NC	751.8	(0.38)
K20	743	1,389.8	(87.06)	659.6	11.23	759.5	(2.22)	NC	NC	750.9	(1.07)
XN6	813	1,398.8	(72.05)	657.3	19.16	844.1	(3.82)	NC	NC	833.8	(2.56)
XP1	858	1,404.5	(63.69)	685.0	20.17	794.6	7.39	NC	NC	774.9	9.68
XLs	850	1,573.2	(85.08)	673.0	20.82	824.1	3.05	NC	NC	813.0	4.35
Error Promedio %:			(74.65)		16.36		0.93		NC		2.30
Troncal TQ / Correlación		Beggs-Brill		Mandhane		Oliemans		LedaPM_3P		Petalas_3P	
Pozo	FLP <sub>op</sub> (Psig)	FLP <sub>cal</sub> (Psig)	ERROR %	FLP <sub>cal</sub> (Psig)	ERROR %	FLP <sub>cal</sub> (Psig)	ERROR %	FLP <sub>cal</sub> (Psig)	ERROR %	FLP <sub>cal</sub> (Psig)	ERROR %
PB28	562	513.8	8.58	505.4	10.07	513.4	8.64	505.3	10.08294	506.8	9.82
PB26	562	513.6	8.62	505.2	10.10	513.3	8.66	505.2	10.11509	506.7	9.85
V29	570	558.8	1.96	527.8	7.41	538.2	5.57	527.5	7.458533	530.9	6.85
R13	646	588.5	8.90	527.2	18.39	566.4	12.33	526.9	18.44097	558.5	13.54
TA27	804	1,196.5	(48.82)	547.9	31.85	792.0	1.50	547.4	31.91648	779.7	3.02
Error Promedio %:			(4.15)		15.57		7.34		15.60		8.62

De acuerdo con la experiencia de ECP, para este tipo de estudios, se consideran aceptables diferencias entre los valores simulados y los datos reales operacionales del 10%, por lo cual se determina que el modelo más indicado para el cálculo de la caída de presión para extender a los casos futuros será el de **Oliemans**.

Considerando la selección anterior, al realizar los cálculos, se determina que la temperatura de llegada en el CPF de Cusiana es de 110 °F y en el CPF de Cupiagua es de 114.3 °F, valores que están dentro de los promedios operacionales de cada CPF, y son validados por ECP. En la Figura 1.4 se presentan los resultados para el caso base definido.

En las Figuras 1-2 y 1-3 se presentan los resultados obtenidos.



The screenshot shows the 'Process Calculator' window in Symmetry software. The window title is '/Base\_Actual.PC1 (Process Calculator)'. It has a green 'Solved' status bar. Below the title bar, there's a 'Name' field with 'PC1' and a 'Description' dropdown. There are tabs for 'Process Calculator', 'Settings', 'Notes', and 'Help'. The main area displays a spreadsheet titled 'Presión de las Líneas de Flujo de las Troncales'. The spreadsheet has columns A through I. The data is organized into two main sections: 'Troncal XW' (rows 4-12) and 'Troncal TQ' (rows 14-20). Each section lists wells and their corresponding 'FLP operación (Psig)', 'FLP calculado (Psig)', and 'ERROR %'. The 'FLP calculado' values are highlighted in yellow.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I
1	Presión de las Líneas de Flujo de las Troncales								
2									
3	Troncal XW								
4	Pozo	FLP operación (Psig)	FLP calculado (Psig)	ERROR %					
5	E14	751.00	729.10	2.92					
6	K5	749.00	757.76	-1.17					
7	K20	743.00	756.87	-1.87					
8	XN6	813.00	842.45	-3.62					
9	XP1	858.00	800.10	6.75					
10	XLs	850.00	820.21	3.50					
11	XL4	1041.00							
12	XL5	459.00							
13	Troncal TQ								
14	Pozo	FLP operación (Psig)	FLP calculado (Psig)	ERROR %					
15	PB28	562.00	513.45	8.64					
16	PB26	562.00	513.35	8.66					
17	V29	570.00	538.17	5.58					
18	R13	646.00	565.63	12.44					
19	TA27	804.00	784.21	2.46					
20									

Figura 1-2. Hoja de Cálculo (Process Calculator) en Symmetry con resultado de presiones y errores calculados

El software Symmetry cuenta con la opción "Friction Factor Tuning" con la cual se puede ajustar factor de fricción calculado, para lograr una mejor estimación entre la caída de presión calculada y los datos medidos. Sin embargo, esta opción no se empleó dado que la distribución de tuberías no permitía definir un factor indicado global para varias secciones y por la variación de los errores encontrados, ya que, para una misma ruta, se presentaron errores positivos y negativos como se muestra en la Figura 1-3.

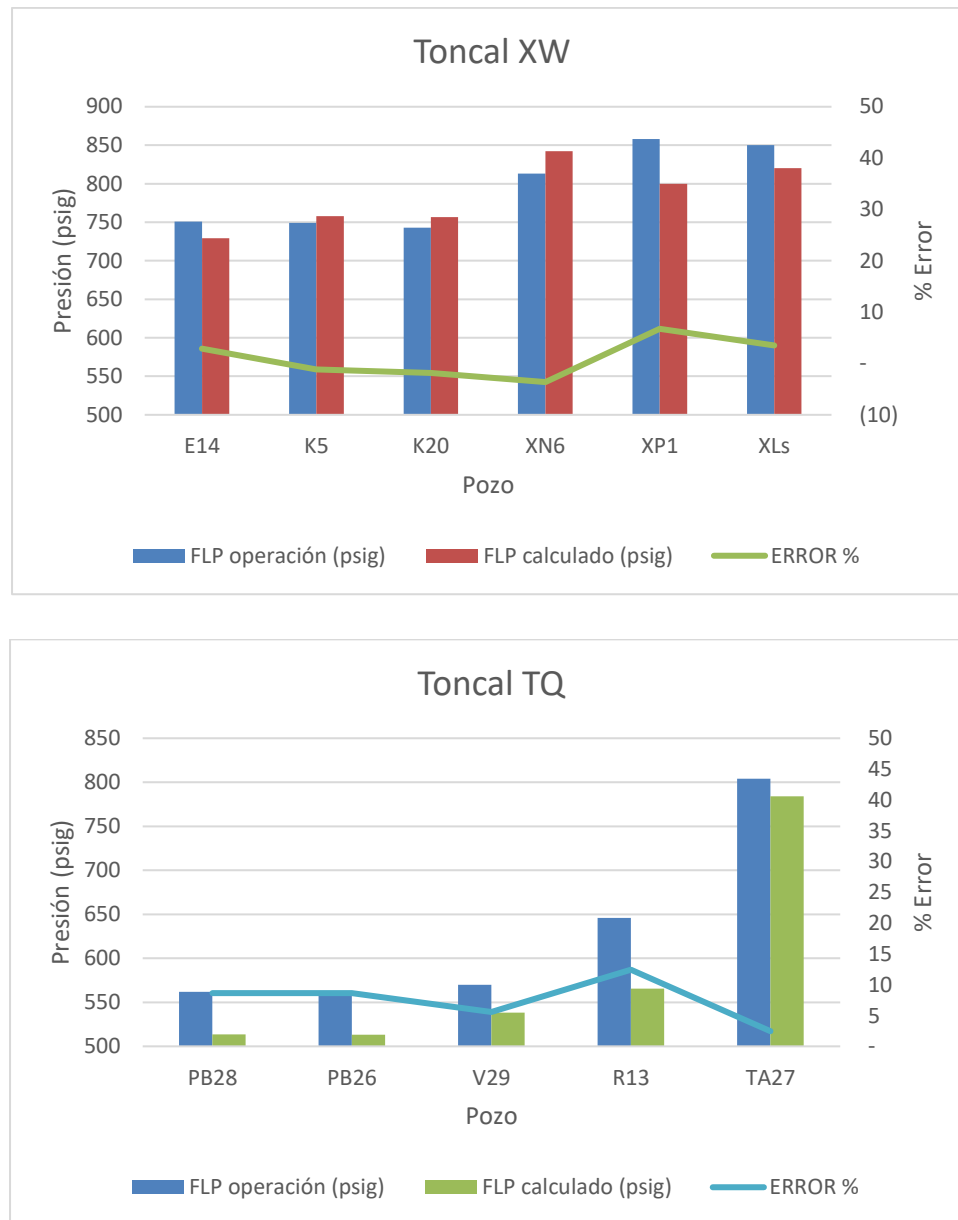


Figura 1-3. Presiones de operación y calculadas para los pozos de las troncales XW y TQ y % de error.

Las principales características de las líneas de la red evaluadas se presentan en la Tabla 1-5, donde se encuentra que tan solo el segmento Line\_XP1 tiene una velocidad cercana a la velocidad erosiva, pero esta corresponde a la fase gaseosa y no es crítica. Con respecto al  $\Delta P/100$ , se encuentra solo un par de segmentos de línea (Line\_TA27, Line\_XN6 y XN-ConXN) con valores superiores a los típicamente recomendados de 2 psi/100 ft; sin embargo, no se consideran críticos al tener longitudes relativamente cortas y por las velocidades de flujo aceptables.

Tabla 1-5. Velocidad y  $\Delta P/100$  líneas de la red para caso base. Fuente: reporte *Pipe Segment de Symmetry*

Segmento	Fracción Vapor	D interno [in]	$\Delta p / 100ft$ [psi]	Delta P [psi]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad inicial Liq [ft/s]	Velocidad final Vap [ft/s]	Velocidad final Liq [ft/s]	Aprox al límite Erosional [ft/s]
ConE-CPF	0.873	18.62	0.31	93.42	21.39	3.25	23.53	4.71	33.59
ConK-ConXN	0.874	18.62	0.55	13.46	17.87	21.36	19.32	2.44	35.75
ConXA-ConK	0.882	18.62	0.40	28.16	15.63	1.60	15.95	1.64	38.99
ConXL-conXP	0.710	18.62	0.47	27.92	4.83	0.6138	7.68	0.2583	41.13
ConXN-ConE	0.868	18.62	0.18	15.82	18.51	21.83	18.61	22.01	35.27
ConXP-ConXZ-XW	0.885	18.62	0.17	17.07	14.72	11.40	14.62	8.33	39.04
ConXZ-XW-ConXA	0.882	18.62	0.01	0.06	17.23	0.7904	14.48	15.60	39.01
E-conE	0.935	11.75	0.97	35.15	4.23	0.9240	4.10	13.28	47.51
K-ConK	0.844	11.75	1.95	33.53	7.95	1.39	9.04	0.6057	44.13
Line-BAPB28	0.370	7.00	0.03	0.21	6.17	1.06	6.16	1.06	39.11
Line_BAPB26	0.606	7.00	0.07	0.11	7.59	1.30	7.57	1.30	45.62
Line_CSR13Y	0.941	6.07	0.47	1.55	18.72	0.3463	17.13	2.43	47.90
Line_CSV29	0.973	7.19	1.03	2.70	39.56	2.51	39.04	9.36	30.02
Line_E14	0.935	8.00	0.07	0.24	9.13	2.09	9.11	2.10	42.98
Line_K5	0.808	8.00	0.35	1.13	9.11	0.7109	10.21	0.4503	43.52
Line_K20	0.879	8.00	0.07	0.24	8.83	1.51	8.81	1.51	43.54
line_PB	0.470	11.86	-0.02	-1.02	4.87	0.8126	3.75	12.18	43.42
Line_TA27	0.516	7.00	4.45	17.92	9.41	1.70	10.57	1.21	35.30
Line_XN6	0.699	8.00	7.95	26.07	2.78	0.1996	4.68	0.1143	40.86
Line_XP1	0.980	8.00	1.88	6.18	58.15	16.93	58.58	16.65	0.1002
ManR-PLATR	0.941	11.94	0.02	0.12	4.42	0.6166	4.37	0.6206	60.09
ManV-TieV	0.972	7.19	0.20	1.04	39.02	10.14	39.00	10.13	30.01
MANXL-PST1	1.000	11.75	0.45	25.66	36.88	0.00	37.72	0.00	29.67
PLATR-PST2	0.940	15.00	0.43	20.38	2.79	0.2621	6.06	0.0111	60.27
PST1-TIEINQ	0.926	19.00	0.11	27.05	16.66	0.4934	17.94	0.2609	48.12
PST2-TieV29	0.925	19.00	0.18	9.15	16.99	6.96	17.41	2.16	46.70
TA27-PST1	0.515	9.83	1.26	191.05	5.08	0.8951	4.78	9.11	39.25
TIEINQ-PST2	0.924	19.00	0.21	4.61	16.49	0.5018	15.51	2.37	48.42
TiePB-CPF	0.882	19.00	0.32	14.26	24.72	10.44	25.86	3.73	39.35
TieV29-TiePB26	0.934	19.00	0.12	20.17	23.03	3.11	23.26	5.41	42.51
XL-conXL	0.714	11.75	0.41	22.46	11.22	2.24	9.81	19.87	35.54
XN-ConXN	0.698	11.75	6.83	106.24	1.04	0.1949	1.76	0.0731	41.53
XP-ConXP	0.980	11.75	0.59	25.36	27.15	7.86	28.28	1.05	31.42

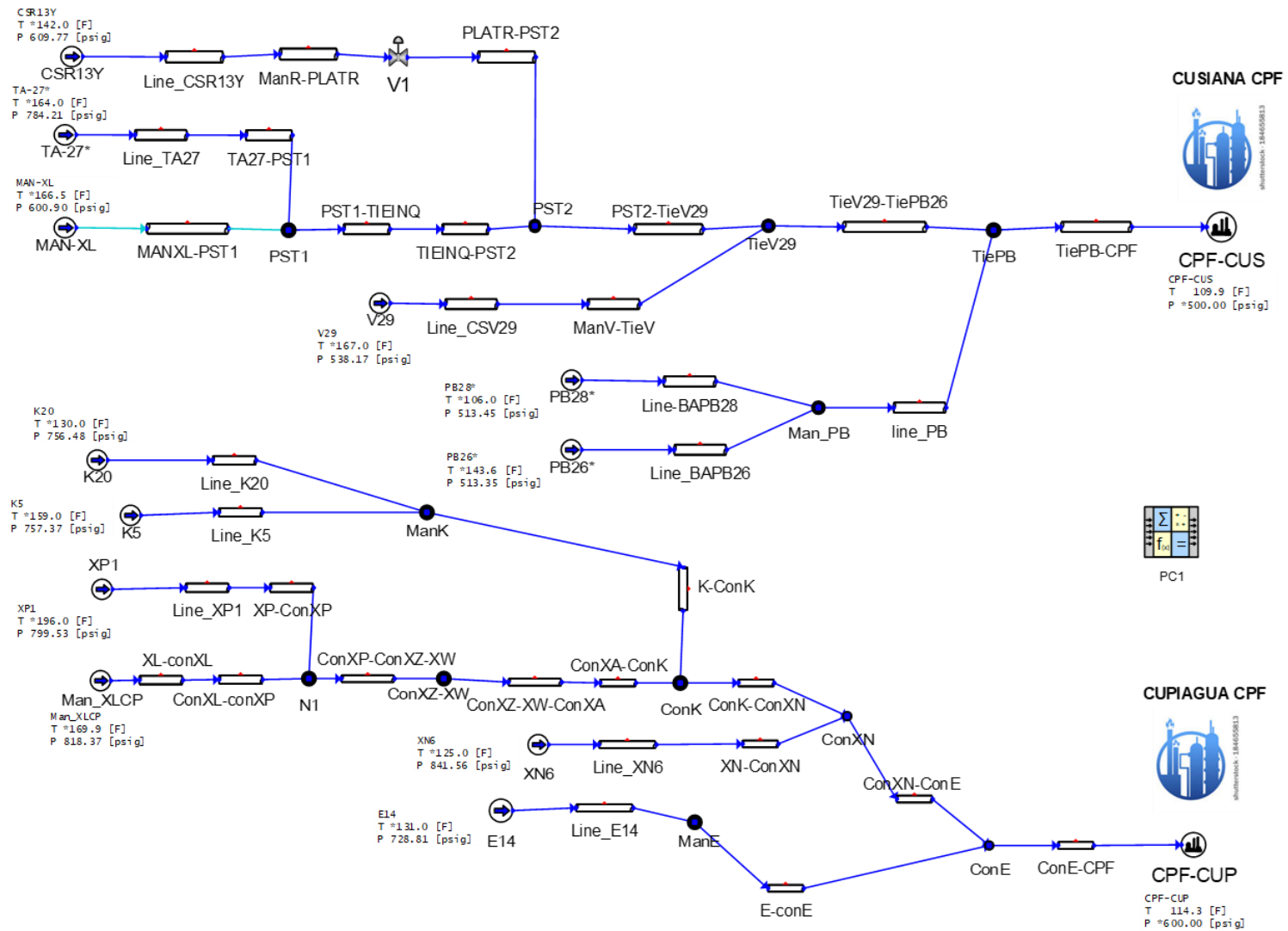


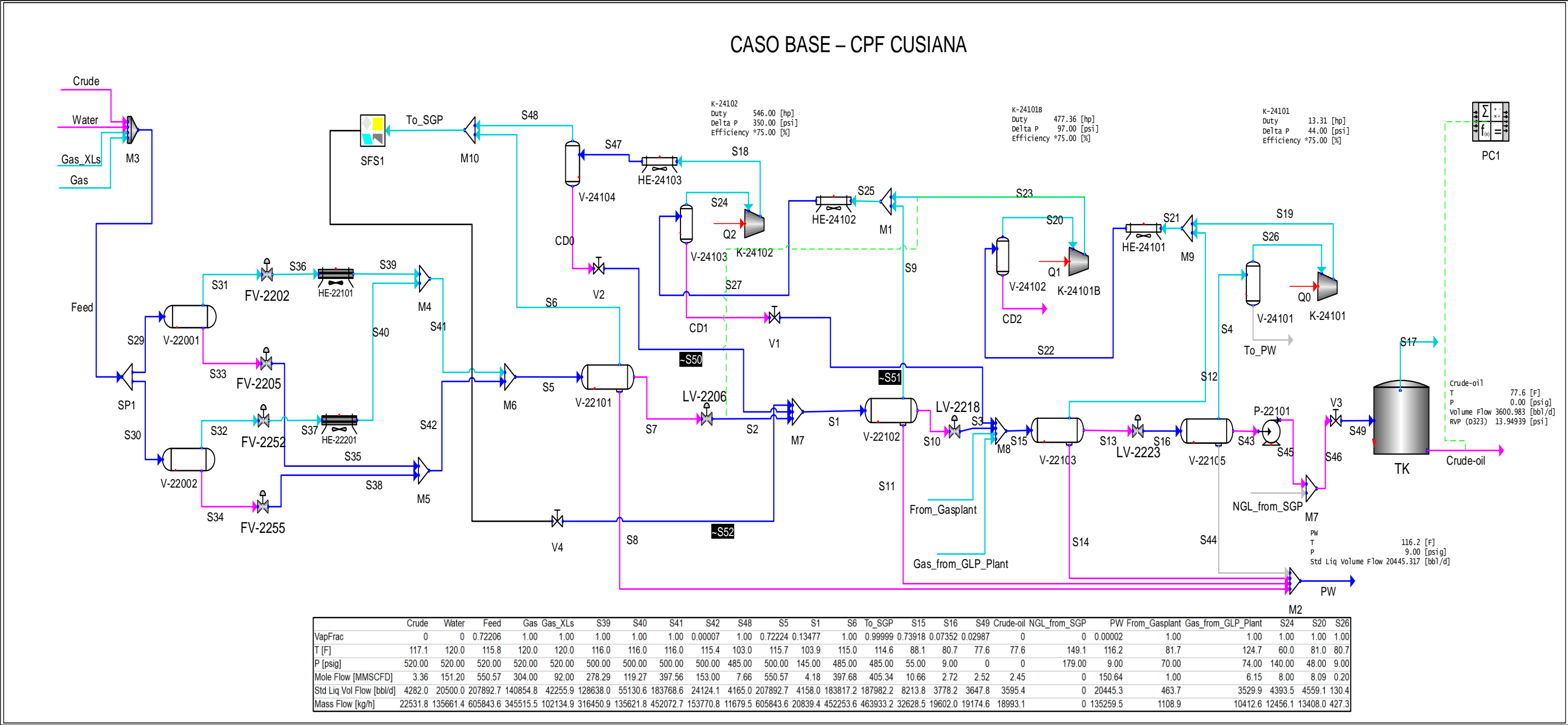
Figura 1-4. Diagrama de proceso del caso base para las troncales TQ y XW.

## 1.2 Caso Base CPF Cusiana

A partir de en un modelo del CPF de Cusiana llamado Cusina\_Ago\_2018.hsc construido en el simulador de procesos Aspen Hysys V10 suministrado por ECP, fue desarrollado el modelo en Symmetry, con el fin de validar las condiciones operacionales del CPF, niveles de producción y características del crudo venta para la misma alimentación del modelo de referencia, de manera que y a partir de éste, se desarrollen los casos futuros, usando las siguientes consideraciones:

- Los trenes de separación que aparecen con flujo mínimo o cero no son considerados en el modelo de Symmetry. Así mismo, se descartan algunas inconsistencias en el modelo suministrado, tales como cargas térmicas en separadores del tren B.
- Se mantienen las relaciones de flujo para los trenes de separación que se muestran en operación y se validan algunas con ECP.
- Se hace énfasis en los trenes de separación y sistemas de recuperación de gas asociados y en los separadores de entrada a la planta de gas en el modelo de Symmetry.
- Se revisan las principales corrientes de recirculación provenientes de otros subsistemas y se validan con ECP para ser incluidas en el nuevo modelo en Symmetry. De acuerdo con el modelo suministrado, se tiene una tasa de recirculación de gas venta de 60.32 MMscfd.
- Se mantiene la corriente de gas proveniente del *Flash tank* del sistema de Amina, que se dirige hacia el separador deshidratador V-22103, tal como se define en el modelo suministrado.
- Se mantiene la corriente de gas proveniente de la planta de GLP con un flujo de 6.15 MMscfd y con la composición determinada en el modelo suministrado.

El caso base del CPF desarrollado en Symmetry es consistente respecto a los niveles de producción de crudo sin considerar condensados de la planta de gas, ya que es la base para la evaluación económica, tal como se presenta en las Figuras 1-5 y 1-6 de acuerdo con las definiciones anteriormente expuestas.



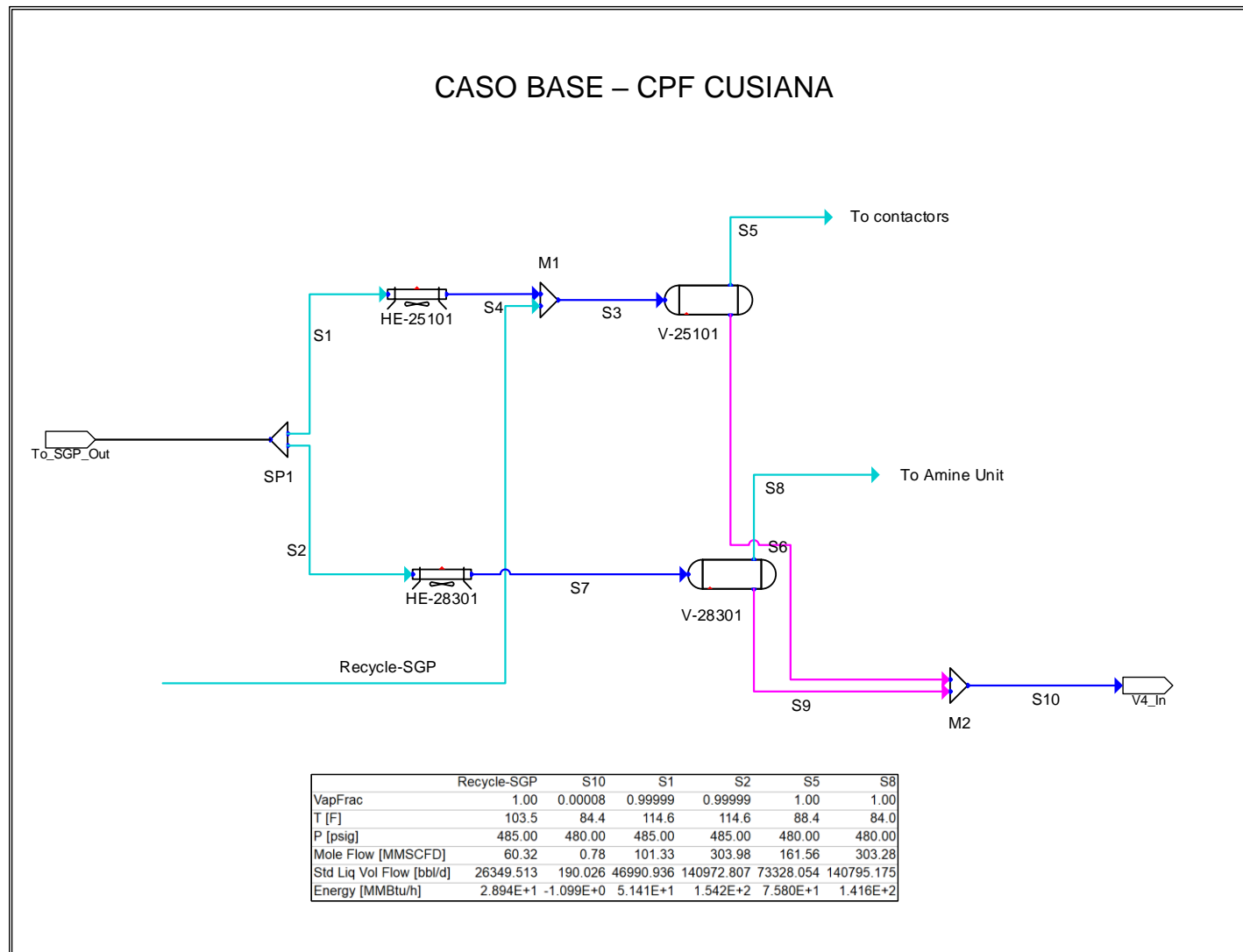


Figura 1-6. Corrientes de alimentación a la planta de gas para caso base CPF Cusiana



La producción de crudo promedio (sin condensados) definida para el caso base por ECP del CPF Cusiana fue de 3.000 BPD, valor muy próximo al encontrado en el modelo base desarrollado de 3420 BPD con una RVP de 13.7 psi.

Es importante señalar, que la especificación del crudo venta de Cusiana de RVP es de 13 psi, y el valor encontrado en el modelo suministrado es también mayor; sin embargo, al considerar la mezcla con los condensados estabilizados provenientes de la planta de gas, el valor de la RVP baja a niveles aceptables, por ejemplo, adicionando 1120 BPD de condensado, la RVP disminuye de 13.7 a 12.99 psi, logrando así la especificación requerida.

La producción promedio de condensados de la planta de gas es del orden de 2000 BPD, por lo que se puede asegurar la RVP exigida. Las siguientes figuras muestran el comportamiento de la RVP cuando se adiciona condensado y el efecto que también se tiene en la gravedad API pues a mayor condensado, se incrementa la gravedad API.

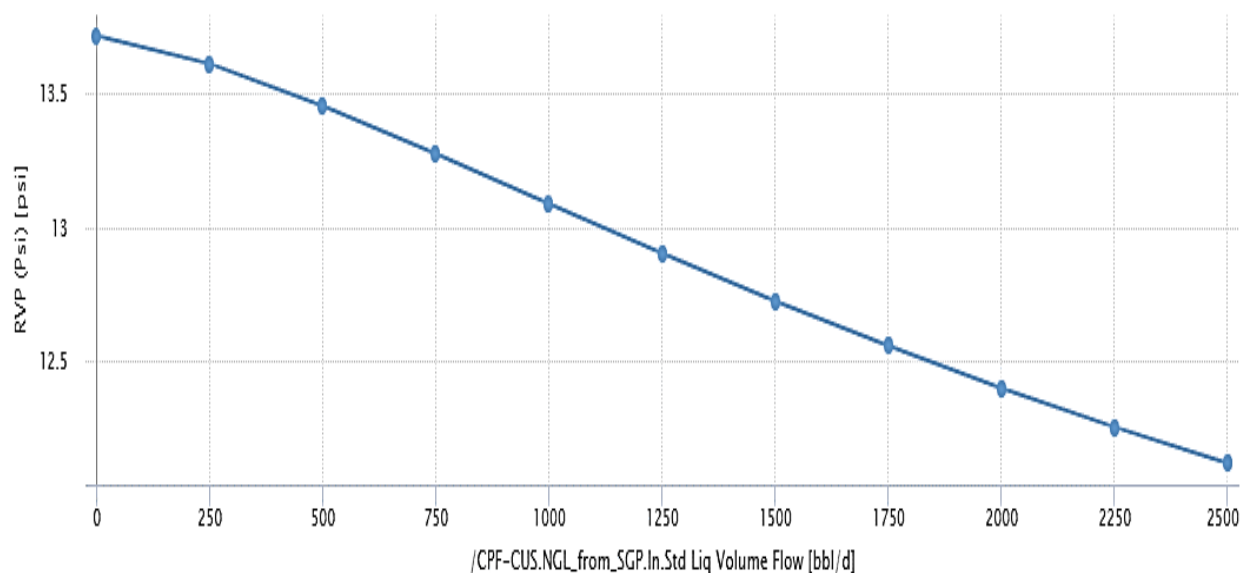


Figura 1-7. Efecto de la adición de condensados de la planta de gas (NGL\_from\_SGP) sobre la RVP en el crudo venta de Cusiana.

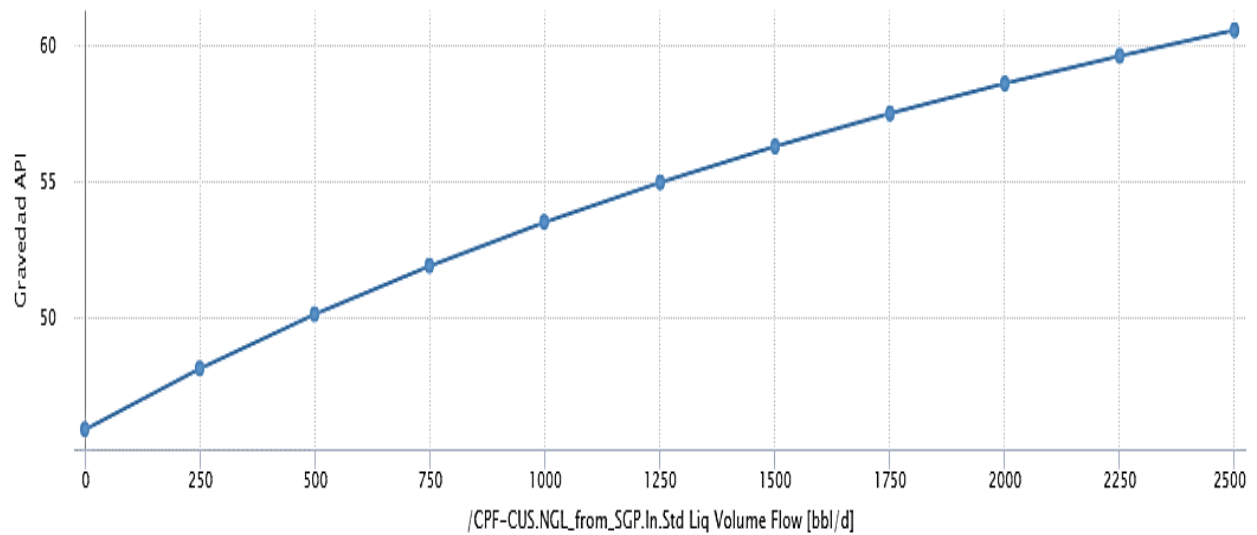


Figura 1-8. Efecto de la adición de condensados de la planta de gas (NGL\_from\_SGP) sobre

Con el modelo hidráulico y térmico ajustado, y el modelo del CPF Cusiana para el caso base, se procederá en el Capítulo 2 para aplicar las correlaciones y parámetros aquí definidos para el desarrollo de los casos futuros.

## **2.Simulación de Escenarios Futuros**

### **2.1 Descripción casos de simulación futuros**

Ecopetrol definió escenarios de producción para los años 2020 y 2024, con el área de Yacimientos y de Producción realizando estudios paralelos sobre el comportamiento de algunos pozos y troncales considerando condiciones dinámicas. A partir del modelo sintonizado descrito en el capítulo anterior, denominado “caso base”, se realizan los cálculos para los nuevos casos con el objeto de validar las condiciones futuras y evaluar desempeño y requerimientos. Los resultados de la evaluación de la red estarán asociados al modelo del CPF Cusiana mediante la corriente final que contiene el total de fluido de los pozos para ingresar a la condición de presión reducida definida en el CPF Cusiana.

### **2.2 Simulación de escenarios futuros para troncales de producción**

Para los escenarios definidos, se establecieron los perfiles de producción para cada uno de los pozos asociados a las troncales XW y TQ como se presenta en la Tabla 2-1 y 2-2. Adicionalmente, también fue necesario definir las otras fuentes provenientes de otros pozos, correspondientes a otras troncales. Por recomendación de los estudios dinámicos realizados por ECP, también se decidió establecer para cada escenario, un caso en el cual se considera la adición de gas desde Cupiagua, junto con los líquidos enviados hacia Cusiana a fin de garantizar condiciones de flujo adecuadas, en particular sobre posibles efectos de contrapresión por acumulación de líquidos en el segmento de tuberías PLATR-PST2, asociados al pozo Cusiana R-13Y. Por lo anterior, se decidió considerar un caso en el cual se adicionan 35 MMscfd de gas desde Cupiagua, junto a los líquidos del *Slug Catcher*. A continuación, se presentan los flujos considerados para los escenarios futuros tanto para los pozos asociados a las troncales como los líquidos y gas del *Slug Catcher* de Cupiagua y la producción hacia el CPF de Cusiana de otras fuentes.

Tabla 2-1. Escenarios futuros de producción para los fluidos enviados desde el *Slug Catcher* de Cupiagua y la troncal XW. Fuente: (Ecopetrol Operaciones, 2018)

		CPF CUIAGUA			TRONCAL XW								
		ENVIO DE FLUIDOS DESDE CPF CUIAGUA			CPE14Z			CPK20ST1Z			CPK5Z		
		GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD	GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD	GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD	GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD
Año 2020	Caso 1	0	12336	8907	9235	172	54	7230	44	175	7351	151	188
	Caso 2	35000	12336	8907	9235	172	54	7230	44	175	7351	151	188
Año 2024	Caso 1	0	15814	15058	3834	64	59	2399	9	68	1872	28	52
	Caso 2	35000	15814	15058	3834	64	59	2399	9	68	1872	28	52

		TRONCAL XW											
		CPSXN6ZST1			CPSURXP1			CPSURXL4			CPSURXL5		
		GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD	GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD	GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD	GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD
Año 2020	Caso 1	2069	40	107	70958	180	148	93333	322	819	17873	358	1070
	Caso 2	2069	40	107	70958	180	148	93333	322	819	17873	358	1070
Año 2024	Caso 1	0	0	0	66029	37	164	75706	64	1016	12313	74	1182
	Caso 2	0	0	0	66029	37	164	75706	64	1016	12313	74	1182

Tabla 2-2. Escenarios futuros de producción para la troncal TQ y otras fuentes que llegan al CPF de Cusiana. Fuente: (Ecopetrol Operaciones, 2018)

		CPF CUSIANA			TRONCAL TQ											
		PRODUCCIÓN SIN POZOS TRONCAL TQ			CSTA27ST1Z			CSR13YST1Z			CSV29			BAPB28ST1Y		
		GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD	GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD	GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD	GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD	GAS KPCD	OIL BOPD	WATER BWPD
Año 2020	Caso 1	234895	1948	7751	845	9	121	9458	5	438	26454	127	66	65	5	357
	Caso 2	234895	1948	7751	845	9	121	9458	5	438	26454	127	66	65	5	357
Año 2024	Caso 1	161676	354	2190	0	0	0	1157	0.02	223	15183	27	37	0	0	0
	Caso 2	161676	354	2190	0	0	0	1157	0.02	223	15183	27	37	0	0	0

Los modelos que se presentan a continuación son el resultado de hacer las modificaciones al caso base, para enviar los líquidos del *Slug Catcher* mediante las troncales XW y TQ, usando el modelo de correlación de caída de presión y parámetros de transferencia de calor que mejor se ajustaba a los datos operativos, definidos en el capítulo anterior. Así mismo, se estableció un valor de presión a la entrada del CPF de Cusiana de 200 psig, debido a factores tecno – económicos descritos en el ítem 2.3.2 y consideraciones del Capítulo 4.

### 2.2.1 Caso 2020

Los flujos establecidos para cada una de las fuentes para este caso fueron definidos por ECP de acuerdo con el estudio de proyección de la producción. En este caso se tienen dos escenarios, una con inyección de 35 MMscfd de gas y otra sin inyección de gas.

En la Figura 2-1 y Tabla 2-3 se presentan los resultados obtenidos para el caso en donde se inyecta desde la salida del *Slug Catcher* 35 MMscfd de gas junto a los líquidos obtenidos allí, donde se encuentra que la presión requerida a la salida del *Slug Catcher* del Cupiagua es de 1456 psig para lograr llegar al CPF de Cusiana a 200 psig con una temperatura de entrada de 103.3 °F.

En la Figura 2-2 y la Tabla 2-4 se presentan los resultados obtenidos para el caso donde no se inyecta gas desde la salida del *Slug Catcher*, es decir se envía solamente los líquidos obtenidos en el *Slug Catcher* de Cupiagua hacia las troncales XW y TQ. En este escenario la presión requerida a la salida del *Slug Catcher* de Cupiagua es de 1026 psig para lograr llegar al CPF de Cusiana a 200 psig con una temperatura de entrada de 107.8 °F. Por lo anterior, se encuentra que, por efecto de inyectar el gas definido, la presión diferencial requerida en el *Slug Catcher* de Cupiagua se debe incrementar 430 psi.

Debido a los resultados anteriores, para poder implementar el proyecto, será necesario la instalación de un sistema de bombeo que tome los líquidos del *Slug Catcher* e incremente la presión de 600 psig hasta los valores encontrados de presión requerida según sea el caso, pero dada la recomendación del estudio dinámico desarrollado por ECP, se considerará la mayor presión; es decir, 1456 psig y también la necesidad de tomar el gas para inyectar desde alguno de los pozos con alta presión disponible en cabeza o hacer uso de un jumper existente para tomar gas del sistema de reinyección de gas.

Los niveles de presión encontrados anteriormente, para poder enviar los líquidos del Slug Catcher como se propone, requiere tener en cuenta las presiones de diseño de las líneas y equipos involucrados. El Slug Catcher de Cupiagua, cuya presión de diseño es 1100 psig, estará interconectado con el nuevo sistema de bombeo hacia la succión y mantendrá una presión de operación de 600 psig. En la línea de descarga del sistema de bombeo, que corresponderá al nuevo punto de interconexión entre los líquidos del Slug Catcher y las troncales, la especificación en la interconexión corresponde a tubería con rating 900# cuya presión de diseño es 1992 psig; sin embargo, en la mayoría del trayecto el rating es 2500#, cuya presión de diseño es 5000 psig, con lo cual se no se tendrían condiciones de operación dentro de las permitidas por diseño.

Para la instalación de este nuevo sistema se debe realizar una ingeniería de detalle para verificar que con la nueva alineación se garantice la protección de las líneas y equipos por el escenario de alta presión.

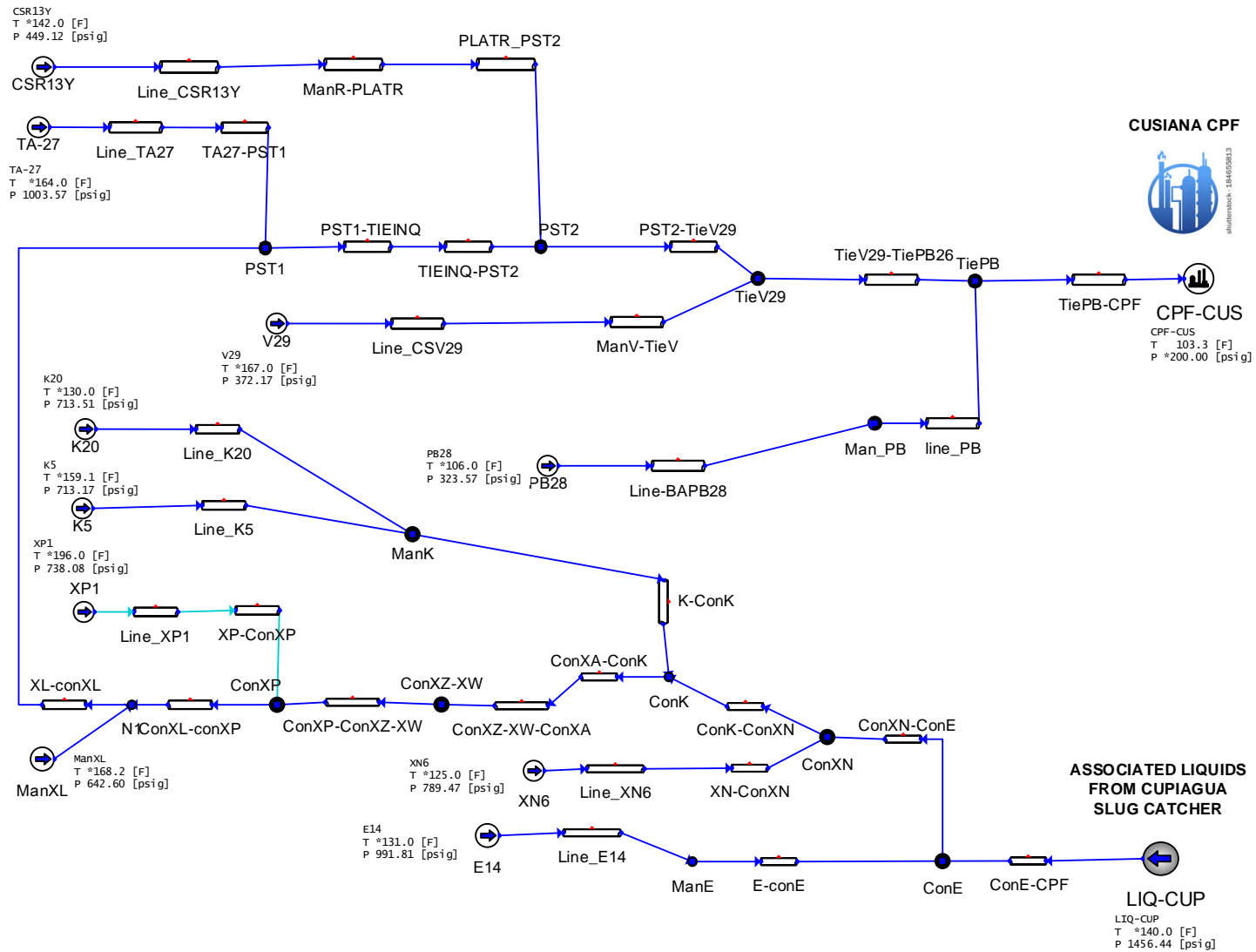


Figura 2-1. Caso 2020 con inyección de gas desde Cupiagua de 35 MMscfd

Tabla 2-3. Caso 2020 Gas inyectado desde CUP = 35 MMscfd. Fuente: reporte de fuente (*Source*) de Symmetry

Descripción	T [F]	P [psig]	GOR [SCF/bbl]	BSW [%]	Gas [MMscfd]	Caudal de Aceite [bbl/d]	Caudal de Agua [bbl/d]
CSR13Y	142.0	449.12	2.10E+06	98.98	9.458	4.504	437.040
E14	131.0	991.81	53574.85	23.89	9.235	172.376	54.107
K5	159.1	713.17	48669.92	55.44	7.351	151.038	187.916
K20	130.0	713.51	1.65E+05	80.03	7.230	43.747	175.315
LIQ-CUP	140.0	1456.44	2837.32	41.93	35.000	12335.584	8907.027
ManXL	168.2	642.60	1.64E+05	73.50	111.206	679.657	1885.088
PB28	106.0	323.57	13812.57	98.70	0.065	4.706	357.283
TA-27	164.0	1003.57	89579.23	92.77	0.845	9.433	121.037
V29	167.0	372.17	2.09E+05	34.27	26.454	75.770	4.055
XN6	125.0	789.47	52264.60	72.91	2.069	39.587	106.544
XP1	196.0	738.08	3.93E+05	45.08	70.958	1.346	0.000



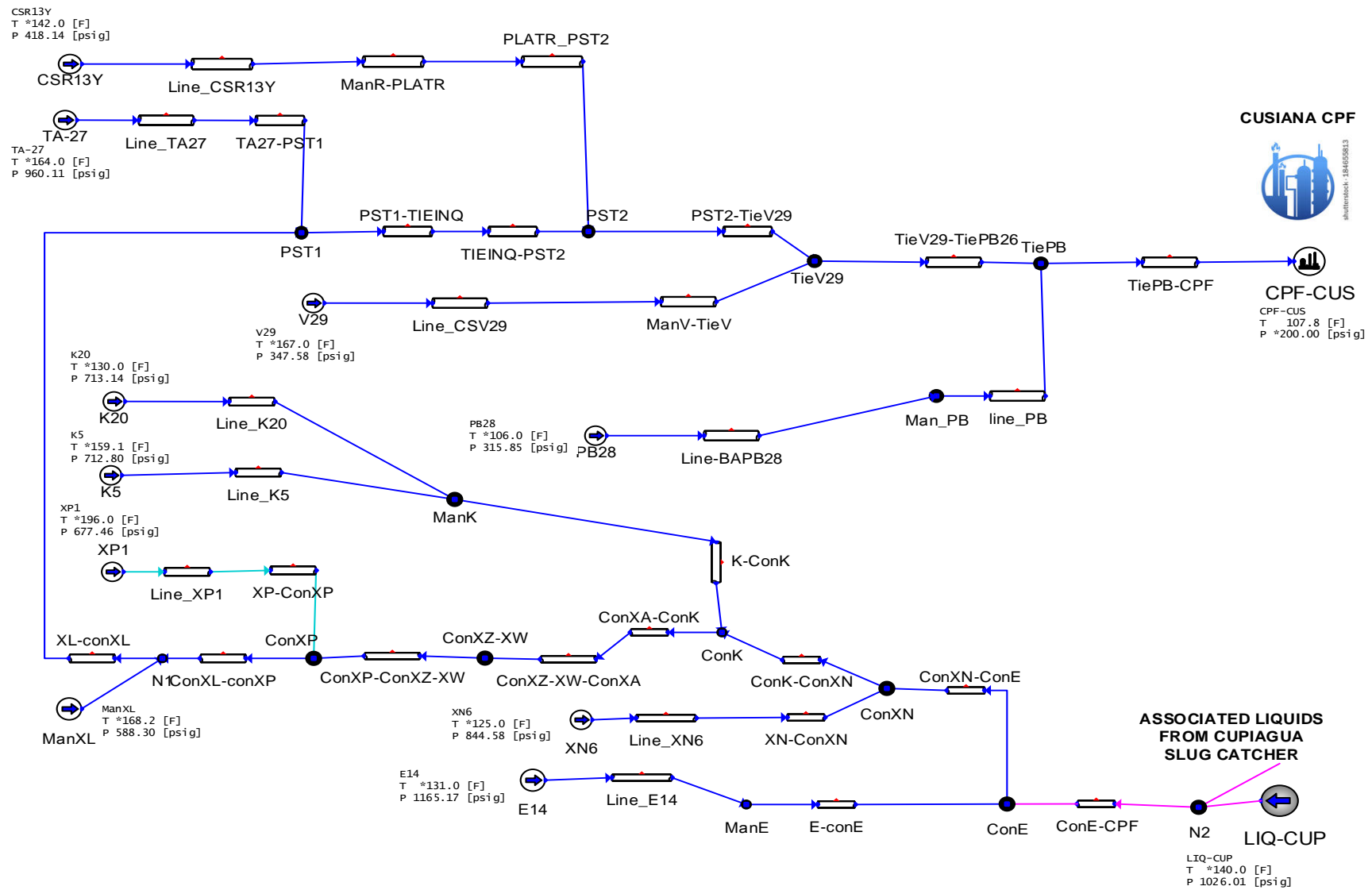


Figura 2-2. Caso 2020 sin inyección de gas desde Cupiagua

Tabla 2-4. Caso 2020 sin inyección de gas desde Cupiagua. Fuente: reporte de fuente (*Source*) de Symmetry

Descripción	T [F]	P [psig]	GOR [SCF/bbl]	BSW [%]	Gas [MMscfd]	Caudal de Aceite [bbl/d]	Caudal de Agua [bbl/d]
CSR13Y	142.0	418.14	2.10E+06	98.98	9.458	4.504	437.040
E14	131.0	1165.17	53574.85	23.89	9.235	172.376	54.107
K5	159.1	712.80	48669.92	55.44	7.351	151.038	187.916
K20	130.0	713.14	1.65E+05	80.03	7.230	43.747	175.315
LIQ-CUP	140.0	1026.01	0.00E+00	0.00	0.000	12336.000	0.000
ManXL	168.2	588.30	1.64E+05	73.50	111.206	679.657	1885.088
PB28	106.0	315.85	13812.57	98.70	0.065	4.706	357.283
TA-27	164.0	960.11	89579.23	92.77	0.845	9.433	121.037
V29	167.0	347.58	2.09E+05	34.27	26.454	75.770	4.055
XN6	125.0	844.58	52264.60	72.91	2.069	39.587	106.544
XP1	196.0	677.46	3.93E+05	45.08	70.958	1.346	0.000

En términos de la evaluación hidráulica para el caso 2020, detallada en las Tablas 2-5 y 2-6, se resalta que existe la línea Line\_XP\_1 que presenta una caída de presión por cien ( $\Delta P$  psi/100 ft) distante al valor típico recomendado; sin embargo, al ser una línea de gas y una distancia relativamente corta (100 m), no se considera crítica. Respecto a las velocidades se encuentra que los segmentos de líneas XL-conXL y TiePB-CPF presentan velocidades superiores a 100 ft/s, que se considera el valor recomendado. En la línea que recoge todo el fluido correspondiente al segmento TiePB-CPF, se observa que la velocidad de gas es significativamente alta con un valor de 157.35 ft/s cuando no se inyecta gas, y que disminuye hasta 117.68 ft/s cuando se considera la inyección de gas. Esta es una de las condiciones que ratifica la recomendación del estudio en estado dinámico realizado por ECP, sobre la inyección de gas para asegurar condiciones aceptables de flujo, empleando la infraestructura de las troncales de producción existentes. Nótese que aun cuando los otros segmentos de línea presentan velocidades superiores a la recomendada, las caídas de presión  $\Delta P/100$  ft son cercanas al valor recomendado.

Tabla 2-5. Velocidad y  $\Delta P/100$  ft líneas de la red para caso 2020 con inyección de 35 MMscfd. Fuente: reporte de segmento de tubería (Pipe Segment) de Symmetry

Segmento	Fracción Vapor	D interno [in]	$\Delta p / 100\text{ft}$ [psi]	Delta P [psi]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad final Vap [ft/s]	Velocidad final Liq [ft/s]	Aprox al límite Erosional [ft/s]
ConE-CPF	0.1956	18.62	1.81	547.27	3.37	1.56	6.78	1.42	17.62
ConK-ConXN	0.2872	18.62	1.81	44.18	7.15	2.13	7.94	2.05	23.31
ConXA-ConK	0.3545	18.62	0.27	18.58	9.43	2.62	6.17	30.08	24.94
ConXL-conXP	0.5797	18.62	0.10	5.93	16.53	34.27	19.54	5.53	25.71
ConXN-ConE	0.2697	18.62	1.77	155.91	5.86	1.97	3.77	32.43	21.58
ConXP-ConXZ-XW	0.3547	18.62	0.35	36.09	10.33	2.40	6.61	26.43	25.20
ConXZ-XW-ConXA	0.3544	18.62	0.72	5.87	9.61	2.64	10.39	2.38	25.13
E-conE	0.8936	11.75	2.42	87.26	1.76	11.03	1.86	4.51	40.10
K-ConK	0.8223	11.75	0.25	4.35	7.52	0.14	7.49	0.14	47.81
Line-BAPB28	0.0224	7.00	1.70	11.18	2.33	0.09	2.50	0.09	18.78
Line_CSR13Y	0.7382	6.07	1.30	4.27	20.07	1.55	18.97	3.95	48.31
Line_CSV29	0.9956	7.19	0.74	1.95	46.68	10.73	46.85	10.49	37.66
Line_E14	0.8946	8.00	-1.41	-4.62	3.86	12.56	4.15	1.11	38.31
Line_K5	0.8155	8.00	-0.08	-0.27	5.08	11.43	5.14	2.90	47.34
Line_K20	0.8310	8.00	0.02	0.07	4.95	0.76	4.93	0.76	48.15
line_PB	0.0224	11.86	1.37	63.47	0.53	0.03	3.05	0.03	18.99
Line_TA27	0.4764	7.00	2.25	9.03	1.22	0.06	2.80	0.04	35.59

Tabla 2-5. Velocidad y  $\Delta P/100$  ft líneas de la red para caso 2020 con inyección de 35 MMscfd (Continuación). Fuente: reporte de segmento de tubería (Pipe Segment) de Symmetry

Segmento	Fracción Vapor	D interno [in]	$\Delta p / 100ft$ [psi]	Delta P [psi]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad final Vap [ft/s]	Velocidad final Liq [ft/s]	Aprox al límite Erosional [ft/s]
Line_XN6	0.6955	8.00	-0.30	-0.97	1.95	0.08	1.14	6.76	43.68
Line_XP1	1.0000	8.00	<b>6.53</b>	21.43	57.69	0.00	<b>64.59</b>	0.00	8.55
ManR-PLATR	0.7380	11.94	2.59	19.53	5.81	0.20	7.97	0.10	62.06
ManV-TieV	0.9954	7.19	0.72	3.76	46.85	10.72	47.15	10.41	37.63
PLATR_PST 2	0.7374	15.00	0.80	37.95	3.09	10.51	3.24	2.16	64.68
PST1-TIEINQ	0.6987	19.00	0.32	81.58	43.73	24.54	54.03	13.79	10.60
PST2-TieV29	0.7006	19.00	0.41	20.91	55.45	24.26	58.17	28.91	7.15
TA27-PST1	0.4745	9.83	3.42	518.16	0.27	7.50	3.40	0.02	34.60
TIEINQ-PST2	0.6991	19.00	0.34	7.43	52.40	23.78	54.93	14.16	10.23
TiePB-CPF	0.7210	19.00	1.09	48.93	95.80	22.54	<b>117.68</b>	25.91	-26.58
TieV29-TiePB26	0.7223	19.00	0.72	117.53	64.21	41.01	95.91	21.75	-13.46
XL-conXL	0.6963	11.75	<b>3.07</b>	166.22	88.10	28.37	<b>120.45</b>	27.54	-55.38
XN-ConXN	0.6943	11.75	2.39	37.18	0.53	8.13	0.52	8.28	43.33
XP-ConXP	1.0000	11.75	1.58	68.11	31.34	0.00	32.39	0.00	37.51

Tabla 2-6. Velocidad y  $\Delta P/100$  líneas de la red para caso 2020 sin inyección de gas. Fuente: reporte de segmento de tubería (Pipe Segment) de Symmetry

Segmento	Fracción Vapor	D interno [in]	$\Delta p / 100ft$ [psi]	Delta P [psi]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad final Vap [ft/s]	Velocidad final Liq [ft/s]	Aprox al límite Erosional [ft/s]
ConE-CPF	0.00	18.62	-0.02	-6.09	0.00	0.74	0.00	0.74	12.84
ConK-ConXN	0.07	18.62	4.09	99.91	2.88	1.10	4.47	1.02	16.84
ConXA-ConK	0.19	18.62	0.52	36.01	5.39	1.59	2.69	28.65	22.05
ConXL-conXP	0.53	18.62	0.10	6.13	13.94	32.97	17.18	4.06	28.79
ConXN-ConE	0.05	18.62	2.54	223.49	2.00	1.00	0.52	30.91	15.03
ConXP-ConXZ-XW	0.20	18.62	0.65	67.63	7.11	1.37	3.10	25.26	22.58
ConXZ-XW-ConXA	0.20	18.62	1.30	10.63	5.60	1.61	7.17	1.37	22.45
E-conE	0.89	11.75	3.68	133.01	1.61	0.45	4.30	0.09	36.70
K-ConK	0.82	11.75	0.25	4.35	7.53	0.14	7.49	0.14	47.82
Line-BAPB28	0.02	7.00	1.70	11.17	2.33	0.09	2.51	0.09	18.92
Line_CSR13Y	0.74	6.07	1.27	4.16	21.50	1.65	20.45	4.01	49.44

Tabla 2-6. Velocidad y  $\Delta P/100$  líneas de la red para caso 2020 sin inyección de gas (Continuación). Fuente: reporte de segmento de tubería (Pipe Segment) de Symmetry

Segmento	Fracción Vapor	D interno [in]	$\Delta p / 100\text{ft}$ [psi]	Delta P [psi]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad final Vap [ft/s]	Velocidad final Liq [ft/s]	Aprox al límite Erosional [ft/s]
Line_CSV29	1.00	7.19	0.84	2.20	50.09	11.48	50.33	11.28	37.26
Line_E14	0.89	8.00	0.02	0.06	3.48	1.01	3.46	1.02	35.19
Line_K5	0.82	8.00	-0.08	-0.26	5.08	11.43	5.15	2.90	47.35
Line_K20	0.83	8.00	0.02	0.08	4.95	0.76	4.93	0.76	48.17
line_PB	0.02	11.86	1.37	63.42	0.54	0.03	3.06	0.03	19.14
Line_TA27	0.48	7.00	2.21	8.91	1.25	0.06	2.83	0.04	36.44
Line_XN6	0.69	8.00	-0.36	-1.19	1.85	0.08	1.05	6.75	42.08
Line_XP1	1.00	8.00	<b>6.27</b>	20.59	62.52	0.00	69.26	0.00	6.28
ManR-PLATR	0.74	11.94	2.44	18.40	6.21	0.21	8.35	0.10	64.25
ManV-TieV	1.00	7.19	0.78	4.07	50.32	11.46	50.73	11.16	37.21
PLATR_PST2	0.74	15.00	0.76	36.32	3.34	10.52	3.51	2.16	67.06
PST1-TIEINQ	0.68	19.00	0.28	71.20	42.35	21.62	51.44	12.64	15.33
PST2-TieV29	0.68	19.00	0.35	17.94	52.94	23.05	55.49	24.58	12.16
TA27-PST1	0.47	9.83	3.40	514.42	0.28	7.52	3.46	0.02	35.46
TIEINQ-PST2	0.68	19.00	0.29	6.32	49.87	22.55	52.19	13.00	15.06
TiePB-CPF	0.70	19.00	<b>0.92</b>	41.25	88.57	20.30	<b>105.56</b>	22.87	-14.72
TieV29-TiePB26	0.71	19.00	0.61	100.06	62.01	36.26	88.70	19.48	-5.20
XL-conXL	0.68	11.75	<b>2.80</b>	151.53	85.25	26.33	<b>157.35</b>	6.72	-49.02
XN-ConXN	0.69	11.75	2.39	37.15	0.49	8.12	0.48	8.28	41.68
XP-ConXP	1.00	11.75	1.45	62.45	33.48	0.00	34.86	0.00	38.05

### 2.2.2 Caso 2024

Al igual que el caso anterior, los flujos establecidos en cada una de las fuentes para este caso, fueron definidos por ECP de acuerdo con el estudio de proyección de la producción. También se evalúan dos escenarios, una con inyección de 35 MMscfd de gas y otra sin inyección de gas.

En la Figura 2-3 y Tabla 2-7 se presentan los resultados obtenidos para el caso en donde se inyecta desde la salida del *Slug Catcher* 35 MMscfd de gas junto a los líquidos obtenidos allí, donde se encuentra que la presión requerida a la salida del *Slug Catcher* del Cupiagua es de 1430 psig para lograr llegar al CPF de Cusiana a 200 psig con una temperatura de entrada de 108.9 °F. En la Figura 2-4 y la Tabla 2-8 se presentan los resultados obtenidos

para el caso donde no se inyecta gas desde la salida del *Slug Catcher*, es decir, se envía solamente los líquidos obtenidos en el *Slug Catcher* de Cupiagua hacia las troncales XW y TQ. En este escenario la presión requerida a la salida del *Slug Catcher* de Cupiagua es de 924 psig para lograr llegar al CPF de Cusiana a 200 psig con una temperatura de entrada de 113.7 °F. Por lo anterior, se encuentra que, para este caso, por efecto de inyectar el gas definido, la presión requerida en el *Slug Catcher* de Cupiagua se debe incrementar 506 psi.

Debido a los resultados anteriores, para poder implementar el proyecto, será necesario la instalación de un sistema de bombeo que tome los líquidos del *Slug Catcher* e incremente la presión de 600 psig hasta los valores encontrados de presión requerida. Para ambos escenarios evaluados, el incremento de presión es necesario y debido a la variación de presión de descarga, se tomará el mayor valor encontrado; es decir, 1445 psig, para el dimensionamiento del sistema de bombeo, valor inferior a la presión de diseño de los sistemas asociados.

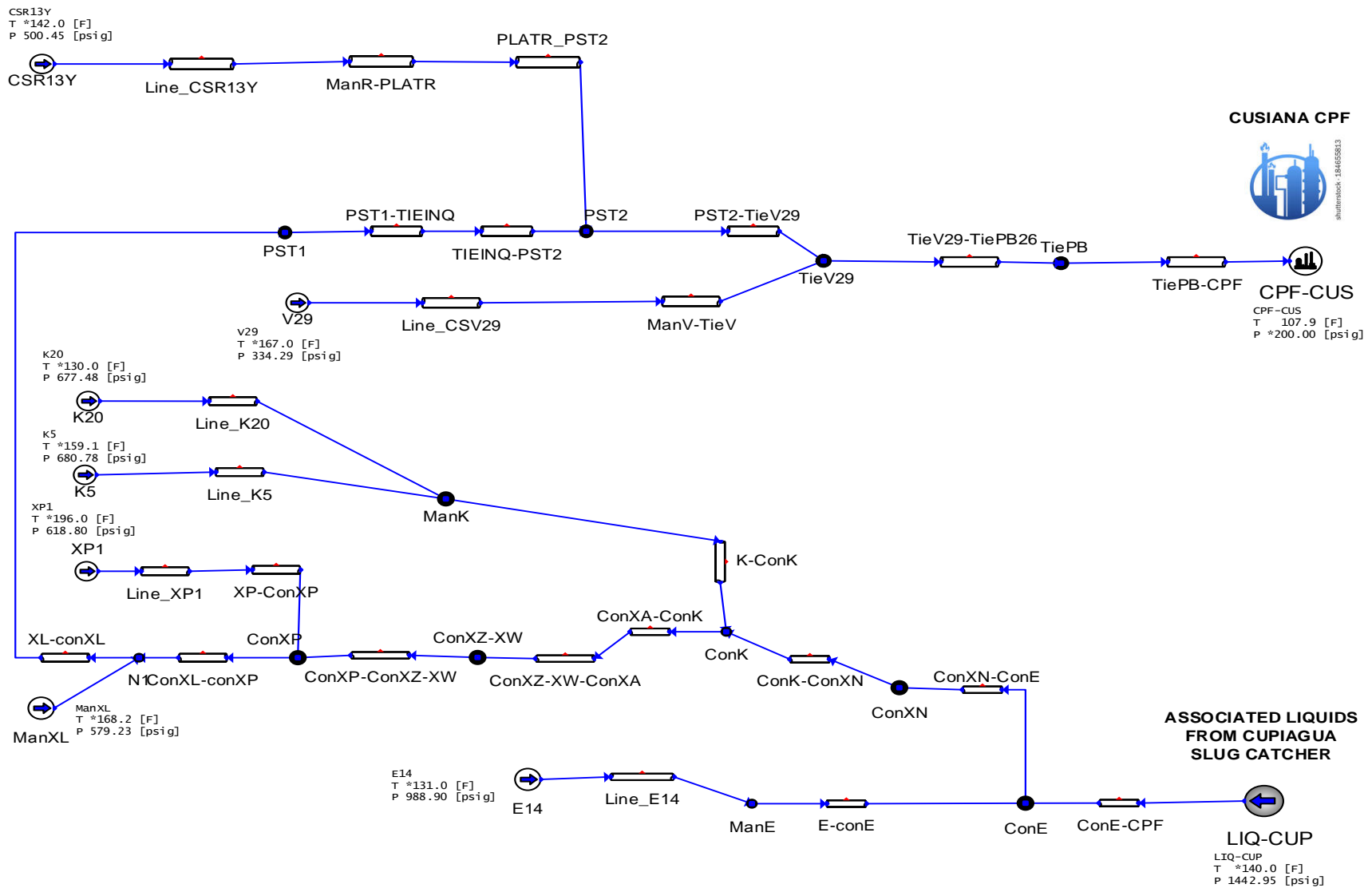


Figura 2-3. Caso 2024 con inyección de gas desde Cupiagua de 35 MMscfd

Tabla 2-7. Caso 2024 Gas inyectado desde CUP = 35 MMscfd. Fuente: reporte de fuente (*Source*) de Symmetry

Descripción	T [F]	P [psig]	GOR [SCF/bbl]	BSW [%]	Gas [MMscfd]	Caudal de Aceite [bbl/d]	Caudal de Agua [bbl/d]
CSR13Y	142.0	500.45	5.31E+07	99.99	1.157	218.039	0.022
E14	131.0	988.90	59900.95	47.94	3.834	58.940	64.006
K5	159.1	680.78	65983.90	64.78	1.872	52.182	28.371
K20	130.0	677.48	2.70E+05	88.43	2.399	67.839	8.876
LIQ-CUP	140.0	1442.95	2213.19	48.77	35.000	15054.895	15814.277
ManXL	168.2	579.23	6.40E+05	94.11	88.019	2199.060	137.631
V29	167.0	334.29	5.60E+05	57.98	15.183	0.000	22.414
XP1	196.0	618.80	1.78E+06	81.48	66.029	163.535	37.171



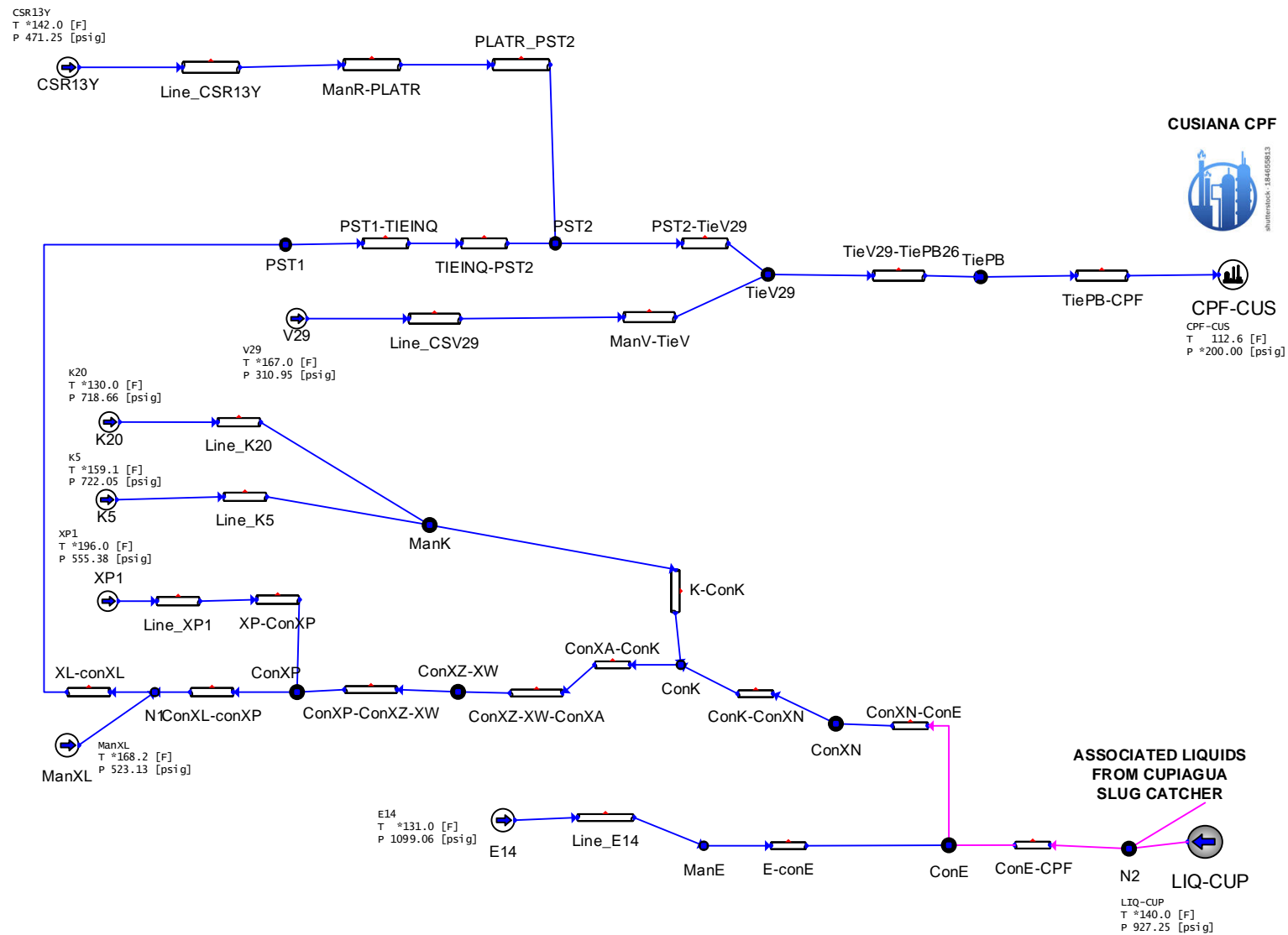


Figura 2-4. Caso 2024 sin inyección de gas desde Cupiagua

Tabla 2-8. Caso 2024 sin inyección de gas desde Cupiagua. Fuente: reporte de fuente (*Source*) de Symmetry

Descripción	T [F]	P [psig]	GOR [SCF/bbl]	BSW [%]	Gas [MMscfd]	Caudal de Aceite [bbl/d]	Caudal de Agua [bbl/d]
CSR13Y	142.0	471.25	5.31E+07	99.99	1.157	218.039	0.022
E14	131.0	1099.06	59900.95	47.94	3.834	58.940	64.006
K5	159.1	722.05	65983.90	64.78	1.872	52.182	28.371
K20	130.0	718.66	2.70E+05	88.43	2.399	67.839	8.876
LIQ-CUP	140.0	927.25	0.00E+00	0.00	0.000	0.000	15814.000
ManXL	168.2	523.13	6.40E+05	94.11	88.019	2199.060	137.631
V29	167.0	310.95	5.60E+05	57.98	15.183	0.000	22.414
XP1	196.0	555.38	1.78E+06	81.48	66.029	163.535	37.171

Con respecto al caso 2020, en el escenario futuro del caso 2024, se presenta un mejor comportamiento a nivel hidráulico de las líneas como se observa en las Tablas 2-9 y 2-10, ya que solo un segmento presenta un  $\Delta P/100$  ft distante del recomendado para el segmento de tubería E-conE sin inyección de gas, pero que al verificar su velocidad no es crítico. Así mismo las líneas con altas velocidades siguen siendo las mismas del caso 2020, pero dentro de la velocidad de gas recomendada.

Tabla 2-9. Velocidad y  $\Delta P/100$  líneas de la red para caso 2024 con inyección de 35 MMscfd. Fuente: reporte de segmento de tubería (Pipe Segment) de Symmetry

Segmento	Fracción Vapor	D interno [in]	$\Delta p / 100ft$ [psi]	Delta P [psi]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad final Vap [ft/s]	Velocidad final Liq [ft/s]	Aprox al límite Erosional [ft/s]
ConE-CPF	0.12	18.62	1.87	565.81	5.63	1.72	7.02	1.92	15.65
ConK-ConXN	0.17	18.62	1.27	31.02	3.55	25.09	8.35	2.27	19.93
ConXA-ConK	0.19	18.62	0.38	26.15	8.61	2.49	4.47	26.35	20.71
ConXL-conXP	0.42	18.62	0.20	11.81	18.79	5.75	18.67	6.26	23.35
ConXN-ConE	0.16	18.62	2.00	175.87	6.38	2.20	3.72	13.73	18.50
ConXP-ConXZ-XW	0.19	18.62	0.43	43.99	4.90	11.04	4.84	37.31	21.05
ConXZ-XW-ConXA	0.19	18.62	1.11	9.07	8.92	2.50	9.07	2.50	20.96
E-conE	0.84	11.75	3.22	116.33	0.73	8.40	0.77	3.43	40.21
K-ConK	0.81	11.75	0.42	7.22	1.38	1.32	4.39	0.02	51.56
Line_CSR13Y	0.41	6.07	- 1.11	- 3.63	2.47	0.36	1.95	8.71	47.03
Line_CSV29	1.00	7.19	- 0.14	- 0.36	29.97	1.91	29.92	0.92	59.57
Line_E14	0.84	8.00	- 1.39	- 4.57	1.61	9.62	1.77	0.41	39.89
Line_K5	0.81	8.00	1.01	3.31	1.36	7.12	3.92	0.03	52.59
Line_K20	0.81	8.00	0.00	0.01	1.76	0.22	1.74	0.22	52.39
Line_XP1	0.98	8.00	2.13	6.99	62.22	0.65	59.71	14.60	7.91
ManR-PLATR	0.41	11.94	2.96	22.36	0.50	7.58	3.54	0.02	48.50
ManV-TieV	1.00	7.19	0.09	0.50	29.83	1.93	29.66	2.21	59.48
PLATR_PST2	0.41	15.00	2.61	124.57	0.82	0.02	3.79	0.01	48.85
PST1-TIEINQ	0.56	19.00	0.28	71.68	39.58	23.48	49.55	12.39	12.58
PST2-TieV29	0.56	19.00	0.45	23.00	50.33	12.45	53.02	14.33	10.95
TIEINQ-PST2	0.56	19.00	0.18	4.03	47.00	24.24	49.93	12.67	12.41
TiePB-CPF	0.58	19.00	0.71	31.75	78.62	28.96	92.32	20.55	- 8.96
TieV29-TiePB26	0.58	19.00	0.63	102.40	57.30	14.66	82.68	13.56	- 2.74
XL-conXL	0.55	11.75	2.70	146.36	82.73	26.07	109.33	31.46	- 47.57
XP-ConXP	0.98	11.75	0.48	20.77	27.72	4.01	28.01	7.22	39.85

Tabla 2-10. Velocidad y  $\Delta P/100$  líneas de la red para caso 2024 sin inyección de gas.  
Fuente: reporte de segmento de tubería (Pipe Segment) de Symmetry

Segmento	Fracción Vapor	D interno [in]	$\Delta p / 100ft$ [psi]	Delta P [psi]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad inicial Vap [ft/s]	Velocidad final Vap [ft/s]	Velocidad final Liq [ft/s]	Aprox al límite Erosional [ft/s]
ConE-CPF	-	18.62	- 0.02	- 4.97	-	1.08	-	1.08	12.41
ConK-ConXN	0.00	18.62	2.42	59.26	0.00	4.00	2.10	1.16	12.56
ConXA-ConK	0.03	18.62	0.80	55.91	4.78	1.28	0.57	25.40	14.48
ConXL-conXP	0.35	18.62	0.21	12.42	16.79	3.75	15.85	4.58	25.58
ConXN-ConE	-	18.62	1.84	161.71	-	1.14	0.00	13.13	12.56
ConXP-ConXZ-XW	0.03	18.62	0.98	101.39	0.65	10.55	0.79	36.12	14.85
ConXZ-XW-ConXA	0.03	18.62	2.24	18.41	5.02	1.29	5.17	1.29	14.75
E-conE	0.84	11.75	<b>4.62</b>	166.83	0.74	0.17	<b>3.38</b>	0.03	37.94
K-ConK	0.81	11.75	0.43	7.40	1.29	1.32	4.30	0.02	49.91
Line_CSR13Y	0.41	6.07	- 1.04	- 3.40	2.62	0.37	2.08	8.72	48.46
Line_CSV29	1.00	7.19	- 0.07	- 0.18	32.24	1.96	32.19	0.97	60.64
Line_E14	0.84	8.00	0.00	0.01	1.59	0.38	1.57	0.39	37.63
Line_K5	0.81	8.00	1.04	3.40	1.28	7.12	3.83	0.03	50.95
Line_K20	0.81	8.00	0.00	0.01	1.66	0.21	1.63	0.21	50.74
Line_XP1	0.99	8.00	2.41	7.91	70.37	0.51	67.18	15.88	4.55
ManR-PLATR	0.41	11.94	2.94	22.15	0.53	7.59	3.58	0.02	50.01
ManV-TieV	1.00	7.19	0.14	0.71	32.11	1.98	31.96	1.86	60.57
PLATR_PST2	0.41	15.00	2.56	122.16	0.84	0.02	3.83	0.01	50.45
PST1-TIEINQ	0.52	19.00	0.26	65.59	36.80	20.20	45.70	11.06	17.43
PST2-TieV29	0.52	19.00	0.39	19.92	46.59	11.11	48.71	13.04	16.15
TIEINQ-PST2	0.52	19.00	0.21	4.64	43.19	22.88	46.13	11.39	17.28
TiePB-CPF	0.55	19.00	0.59	26.48	69.33	26.84	79.96	17.56	1.97
TieV29-TiePB26	0.55	19.00	0.51	83.94	53.40	13.21	68.10	46.35	5.98
XL-conXL	0.52	11.75	2.26	122.57	78.79	23.75	101.53	28.01	- 38.83
XP-ConXP	0.99	11.75	0.28	11.91	31.19	4.12	31.16	7.18	40.51

Teniendo en cuenta que para los escenarios evaluados en el 2020 y 2024, los segmentos de líneas TiePB-CPF, TieV29-TiePB26 y XL-conXL, son las líneas que se estarían empleando a condiciones exigentes de flujo, será recomendable mantener un monitoreo y seguir plan de integridad para estas líneas.

## 2.3 Simulación del CPF de Cusiana

A partir del caso base ajustado para el CPF de Cusiana, se construyen los modelos para los casos futuros, en donde para cada uno de estos, se revisan y validan las consideraciones específicas, para realizar análisis de las variables y verificar las condiciones de proceso que permitan alcanzar la especificación del crudo venta.

### 2.3.1 CASO 2020

La construcción de este modelo inicia por establecer los nuevos flujos de entrada y teniendo en cuenta las recomendaciones hechas por ECP respecto a la necesidad de inyectar gas junto con los líquidos del *Slug Catcher* de Cupiagua y por ende la condición de mayor flujo de entrada al CPF de Cusiana, lo cual es conveniente para efectos de análisis posteriores sobre instrumentación y equipos, se tomó como corriente de entrada al CPF de Cusiana, la corriente correspondiente al punto de destino o *sink* denominado CPF-Cus de la Figura 2.1 y es equivalente a la corriente Q-TQ\_XW de la Figura 2-5. Adicionalmente, se incluye la producción esperada de los pozos sin la troncal TQ, que llegan al CPF de Cusiana, que se definieron de acuerdo con la Tabla 2-2. La corriente de alimentación al CPF de Cusiana es presentada en la Figura 2.5, donde la presión de entrada fue la definida previamente en 200 psig. Para el caso 2020 se siguen las mismas directrices establecidas en el caso base, modificando la corriente de recirculación de gas venta.

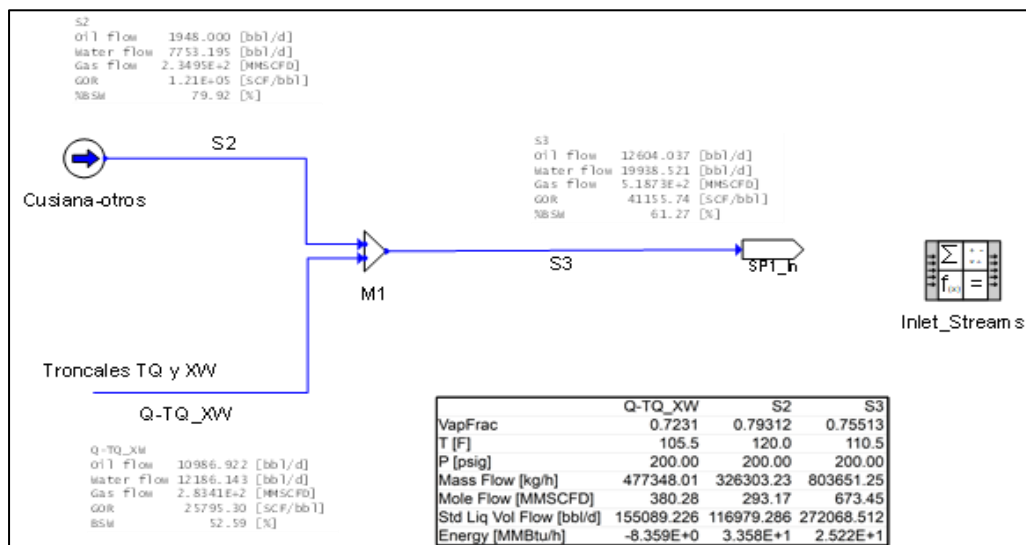
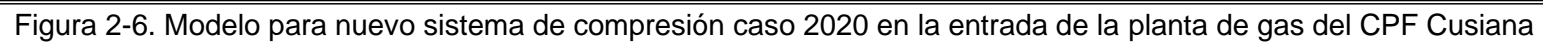


Figura 2-5. Corrientes de entrada al CPF caso 2020 con inyección de 35 MMscfd desde Cupiagua

La construcción del modelo para este caso tuvo las siguientes consideraciones adicionales:

- En este modelo se incluyen los nuevos compresores que toman el gas de la salida de los *Slug Catcher* para acondicionarlo para poder alimentar la planta de gas.
- Debido a la condición establecida para que la entrada de fluidos al CPF de Cusiana fuese 200 psig, y asegurar un nivel de presión adecuado tal que solo se requiera una etapa de compresión para la viabilidad del proyecto de disminuir la presión, se consideran las siguientes caídas de presión como las más relevantes en el recorrido hacia el tambor de succión de los nuevos compresores:
  - o La caída de presión a través de las válvulas de control ubicadas en la salida de los *Slug Catcher* es de 10 psi.
  - o Los intercambiadores de gas a la salida del *Slug Catcher* tendrán una caída de presión de 5 psi y permanecen con motores apagados debido a la nueva temperatura esperada de alimentación al CPF, la cual es 7 °F más baja que el caso base.
- La nueva filosofía de operación del CPF con los nuevos compresores, implica que una etapa de separación en el tren de tratamiento de crudo es eliminada. Por lo cual, se ha propuesto sacar de operación el separador de alta V-22101 y su sistema de recuperación de vapores (DEMAG) de tercera etapa K-24102. El equivalente al separador de alta, bajo el nuevo esquema operacional, será el *Slug Catcher*. Bajo esta última condición, será necesario redireccionar la salida de gas del *Slug Cather* directamente hacia la succión de los nuevos compresores.
- ECP definió una tasa de recirculación de gas venta para 2020 de 30 MMscfd.
- Los separadores de media, deshidratadores y separador de baja mantendrán sus rangos operativos, según las alarmas establecidas en los PIDs respectivos.
- Las presiones del separador de media V-22103 y deshidratador V-22105 serán empleadas como las variables de optimización y sensibilidad del sistema, cuyo objeto es maximizar la producción de crudo cumpliendo las especificaciones de calidad. Las demás presiones son establecidas por lo establecido en la corriente de entrada, y tanque de crudo venta a condición atmosférica.

Las Figuras 2-6 y 2-7 presentan los resultados obtenidos del modelo descrito, luego de realizar una optimización en función maximizar la producción de crudo venta.



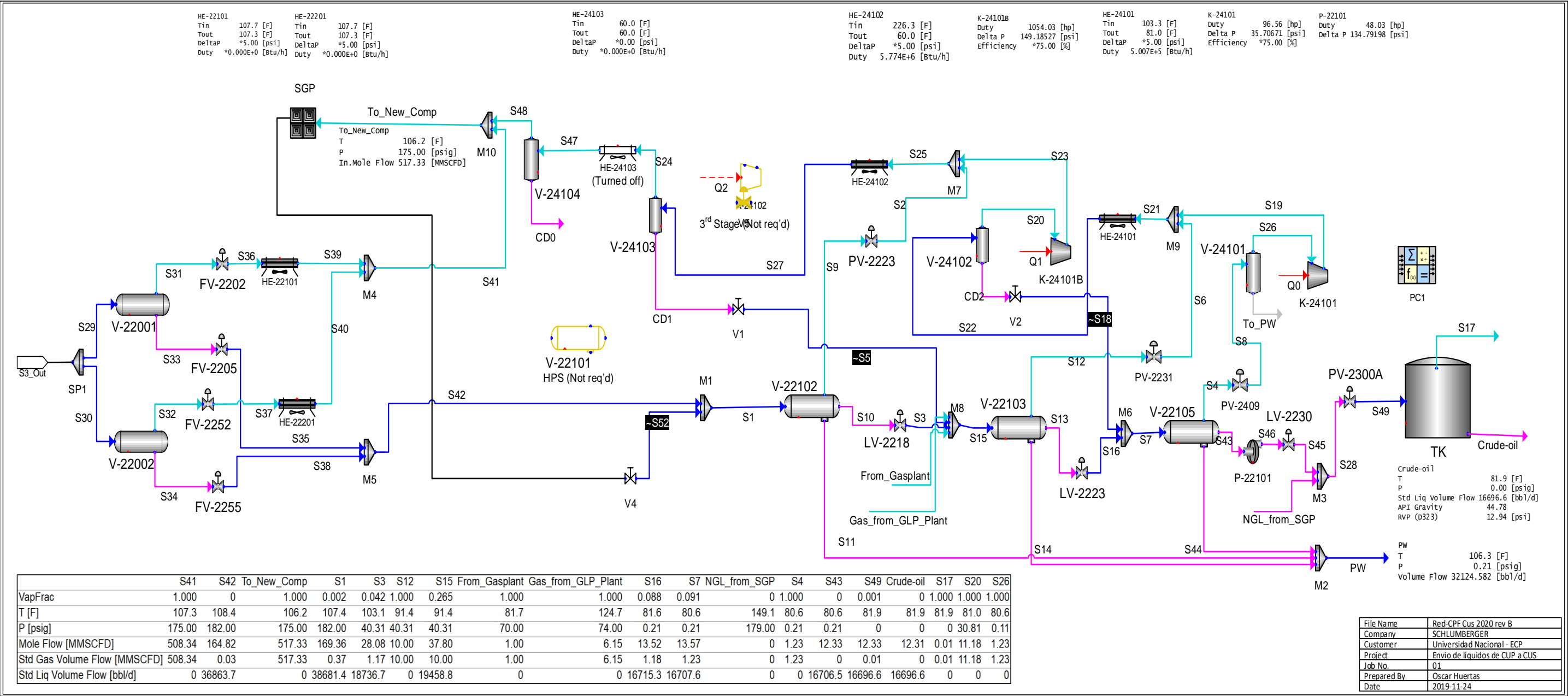


Figura 2-7. Modelo del CPF de Cusiana para caso 2020 con inyección de 35 MMscfd desde Cupiagua



Teniendo en cuenta que las presiones intermedias (separador de baja y deshidratador) y sus puntos de ajuste de alarmas por alta y baja presión, definidas dentro del *envelope* operacional presentados en la Tabla 2-11 a partir de los diagramas de proceso e instrumentación, se realiza un análisis de sensibilidad, cuyos resultados son presentados en las Figuras 2-8 y 2-9.

Tabla 2-11. Puntos de alarma por presión para el deshidratador y separador de baja presión del CPF Cusiana, fase II.

Descripción	Alarma alta presión (H) (psig)	Alarma baja presión (L) (psig)
Deshidratador de crudo (V-22103)	60	30
Separador de Baja Presión (V-22105)	5 (se analiza hasta 10 por considerar operación actual)	0.2

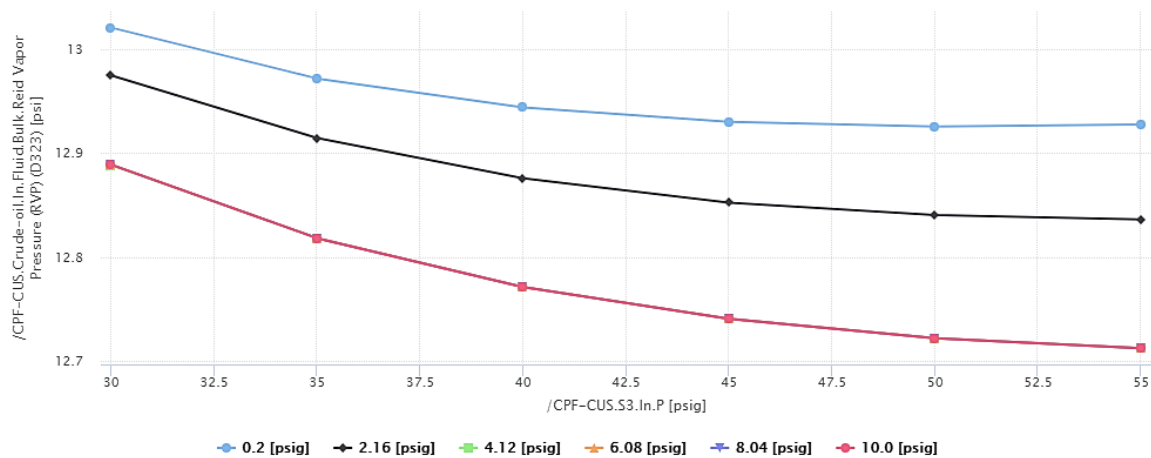


Figura 2-8. Variación del RVP del crudo venta con respecto al cambio de las presiones del deshidratador y separador de baja del CPF Cusiana caso 2020.

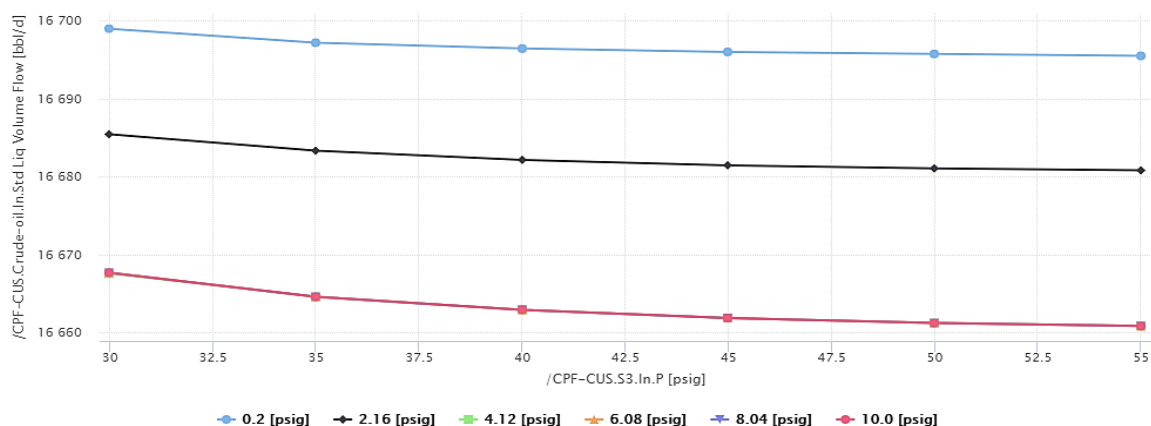


Figura 2-9. Variación de la producción del crudo venta con respecto al cambio de las presiones del deshidratador y separador de baja del CPF Cusiana caso 2020.

En el caso anteriormente presentado se encuentra que aún sin la adición de condensados de la planta de gas, se logra tener un crudo en la mayoría de los casos dentro de la especificación de RVP (excepto en la zona extrema de bajas presiones de ambos separadores, se tiene un valor mayor a 13 psi, pero que con una cantidad de condensados podría ajustarse, tal como se presentó en la Figura 1-7). Para todos los casos anteriormente evaluados, la variación de la gravedad específica es mínima y también puede verse que la variación en la producción de crudo venta estimada no es significativa, pues para todo el rango de presiones, la diferencia es de solo 40 BPD aproximadamente.

### 2.3.2 CASO 2024

Para el caso 2024 de forma análoga al caso anterior, se establecen los flujos de entrada al CPF teniendo en cuenta el caso de mayor flujo cuando se inyecta gas (35 MMscfd) junto con los líquidos del *Slug Catcher* de Cupiagua. La nueva corriente de entrada al CPF Cusiana corresponde a la suma entre la corriente Q-TQ\_XW y Cusiana-otros de la Figura 2-10, donde la primera corriente es equivalente a la corriente de salida o *sink* llamado CPF Cus de la Figura 2-3 y la corriente Cusiana-otros, se define de acuerdo con la Tabla 2-2.

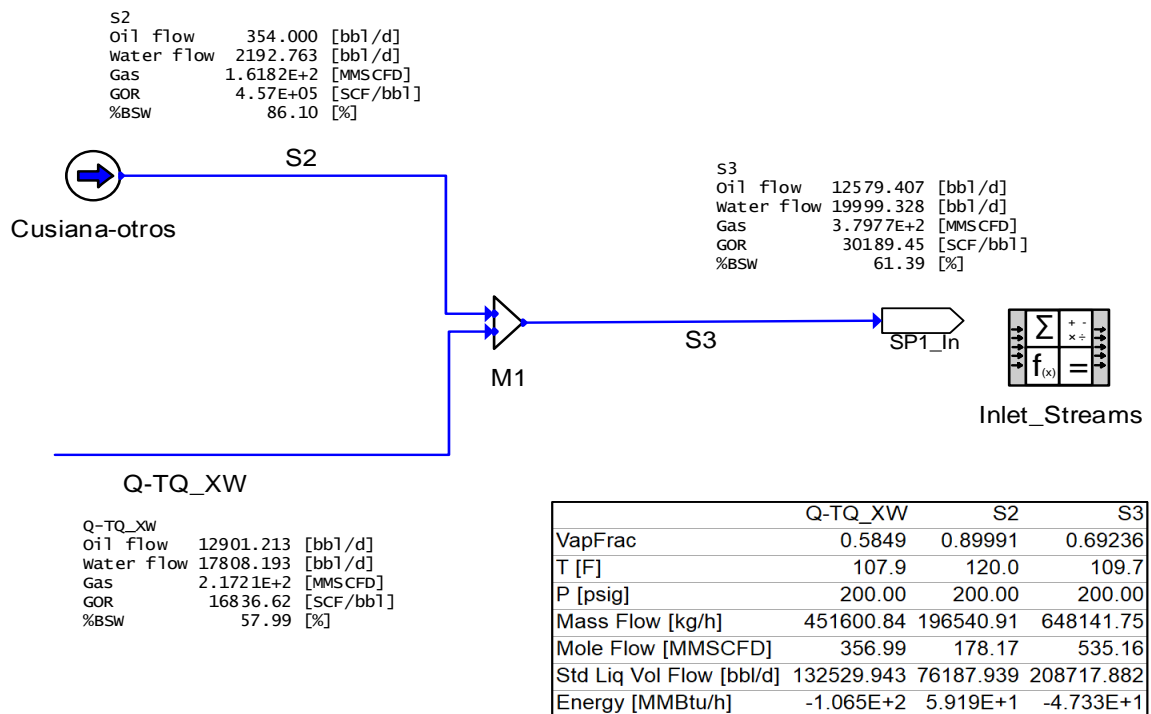


Figura 2-10. Corrientes de entrada al CPF caso 2024 con inyección de 35 MMscfd desde Cupiagua

Para este caso, las directrices generales para construir el modelo son las mismas que en el caso 2020; sin embargo, una de las diferencias está relacionada con la corriente de recirculación de gas venta, ya que se espera entregar el 100% de la capacidad de la planta de gas venta y evitar la recirculación, por lo que éste flujo no se considera.

Al realizar los cálculos para lograr la mayor producción de crudo ajustando las presiones del separador de media y deshidratador, se obtuvieron los resultados presentados en las Figuras 2-11 y 2-12.

Bajo las mismas consideraciones que en el caso 2020, en el caso 2024 se presenta un crudo con un RVP superior al especificado (14.05 vs 13 psi). En este caso, se realiza un análisis de sensibilidad para evaluar el efecto de mezclar los condensados de la planta de gas. La Figura 2-13 presenta los resultados obtenidos en donde se observa que aun cuando la RVP disminuye, para los flujos normales de operación, no es posible ajustar la RVP al valor especificado para venta ya que al máximo flujo operacional de 2500 BPD, la RVP estimada tiene un valor de 13.65 psi.

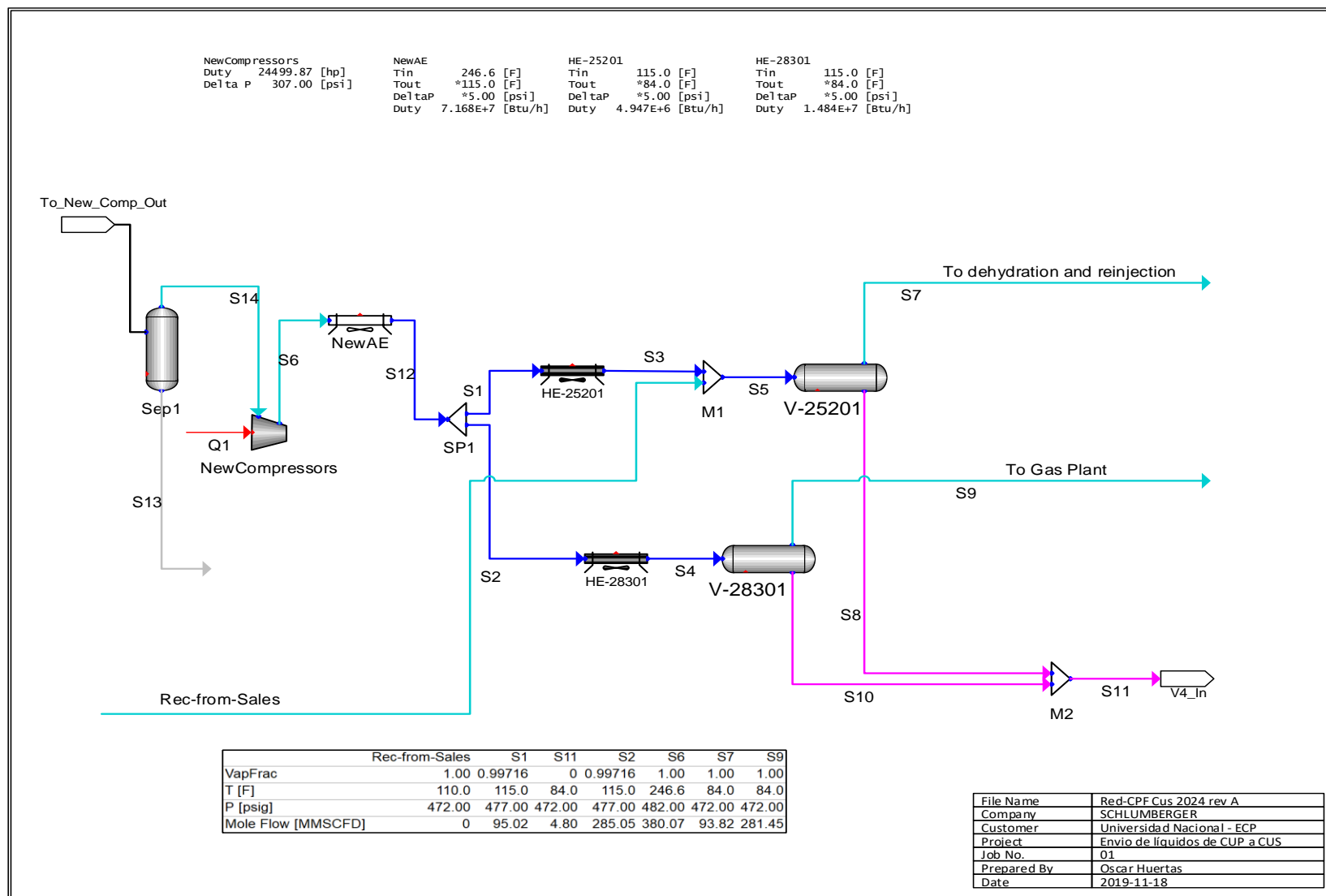


Figura 2-11. Modelo para nuevo sistema de compresión caso 2024 en la entrada de la planta de gas del CPF Cusiana

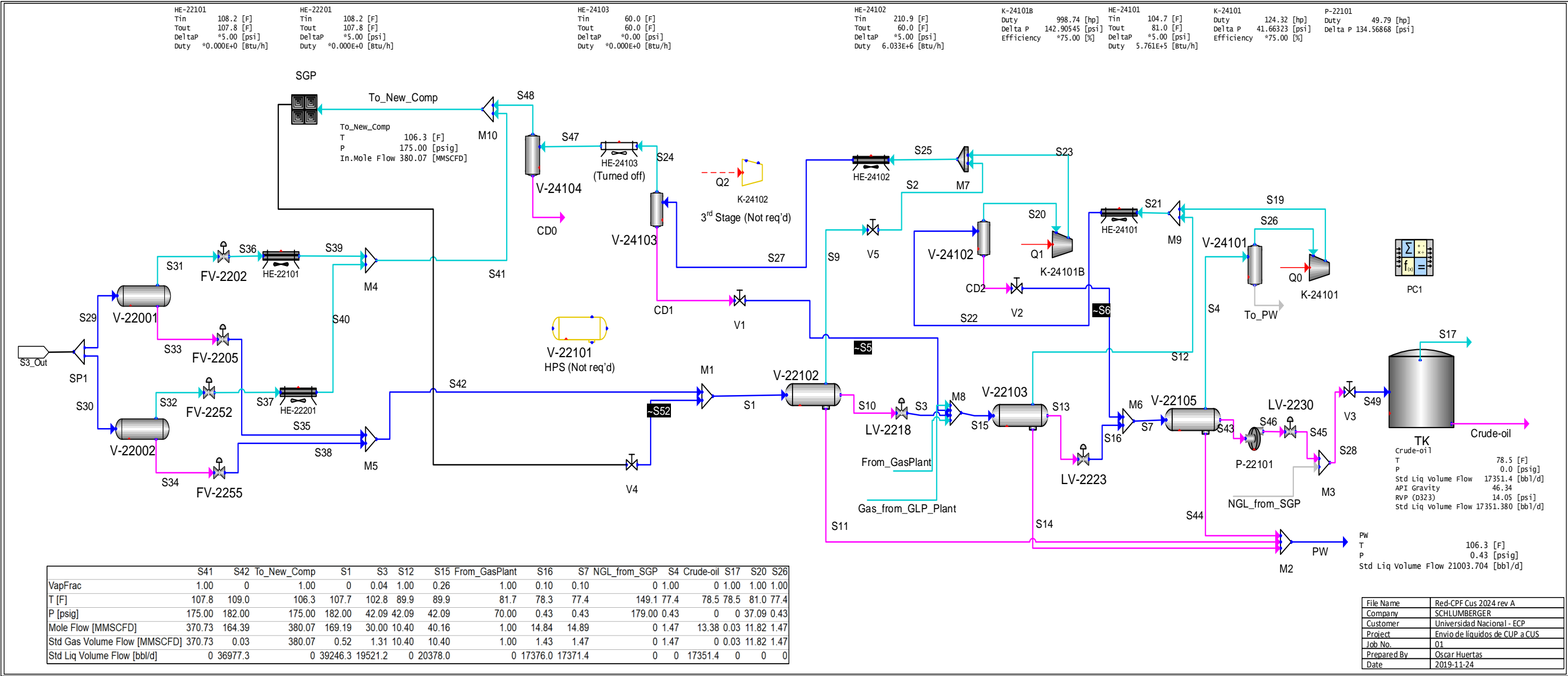


Figura 2-12. Modelo del CPF de Cusiana para caso 2024 con inyección de 35 MMscfd desde Cupiagua

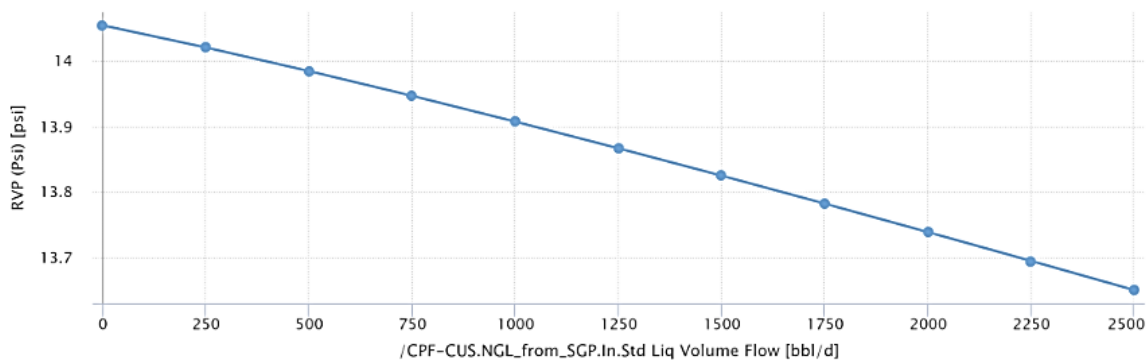


Figura 2-13. Efecto de mezclar condensados estabilizados de la planta de gas en el crudo Cusiana caso 2024.

De forma análoga como se realizó en el caso 2020, se hace la sensibilidad de las presiones intermedias del tren de separación para el caso 2020, tomando de referencia las alarmas presentadas en la Tabla 2-11 para ver el comportamiento del sistema. Los resultados se presentan en las Figuras 2-14 y 2-15.

En la Figura 2-14 puede observarse que, dentro del rango de presiones evaluadas, no es posible lograr alcanzar la RVP especificada del crudo venta, en tanto que la producción de crudo tiene una variación de 150 BPD entre los puntos extremos encontrados.

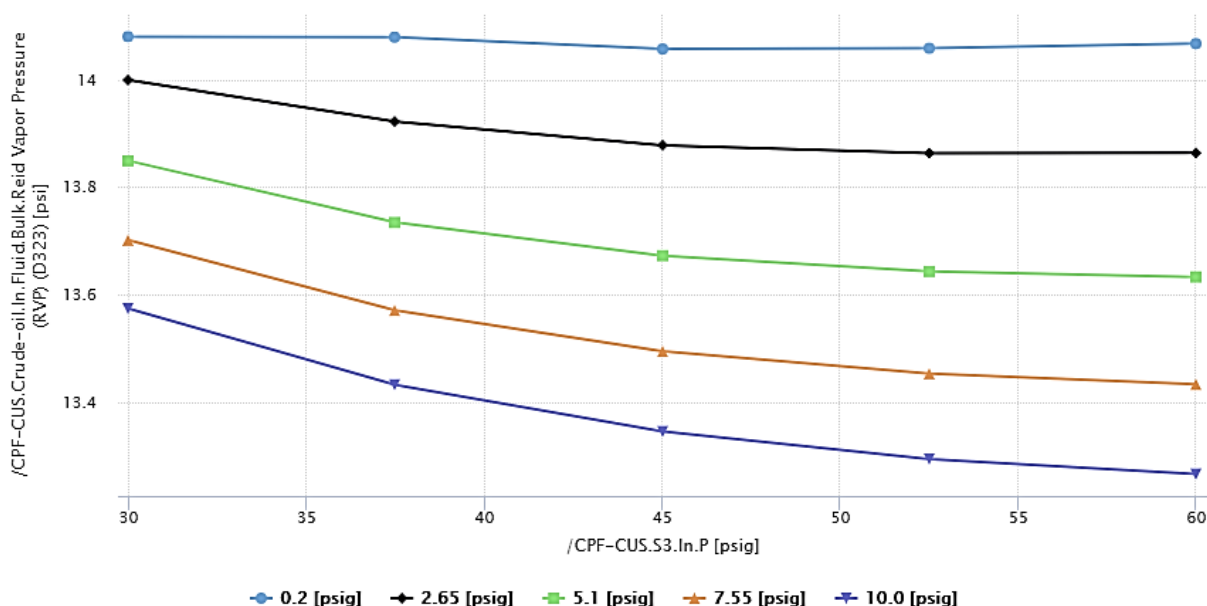


Figura 2-14. Variación del RVP del crudo venta con respecto al cambio de las presiones del deshidratador y separador de baja del CPF Cusiana caso 2024.

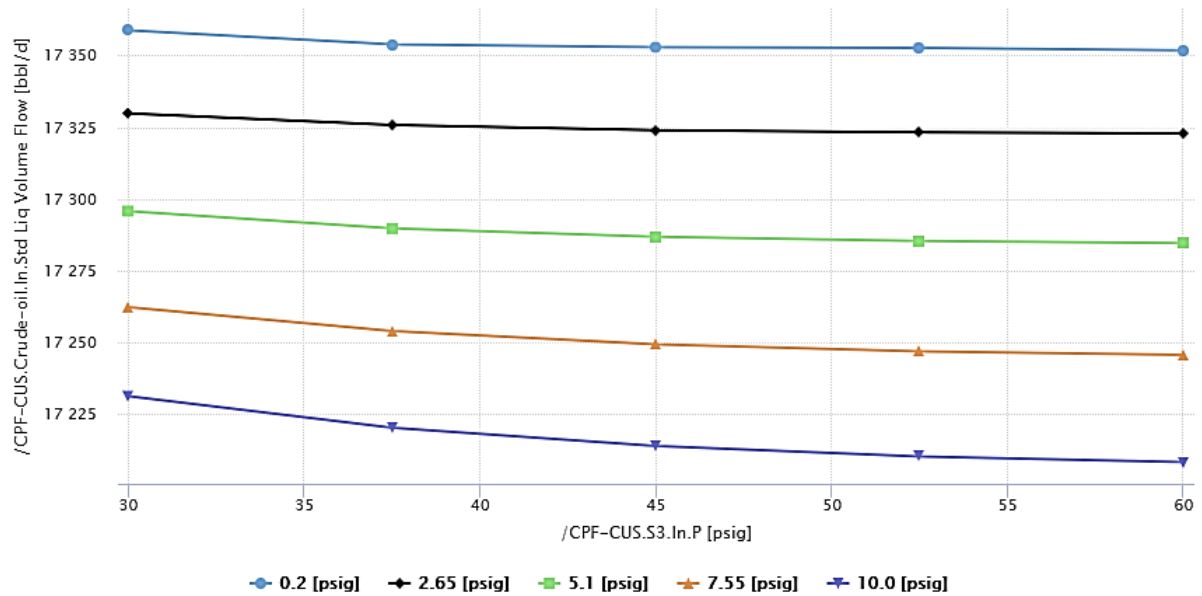


Figura 2-15. Variación de la producción del crudo venta con respecto al cambio de las presiones del deshidratador y separador de baja del CPF Cusiana caso 2024.

Teniendo en cuenta la posibilidad de tener una variación en la temperatura de entrada de los fluidos provenientes de las troncales TQ y XW, también se realizó un análisis sensibilidad antes la posibilidad de cambios por condiciones de pozo o ambientales que afectan la temperatura de entrada de fluido al CPF Cusiana. Los resultados encontrados se muestran en la Figura 2-16, donde se observa que el efecto sobre la RVP ante un cambio en la temperatura de entrada al CPF no tiene un impacto significativo para acercarse a la especificación requerida.

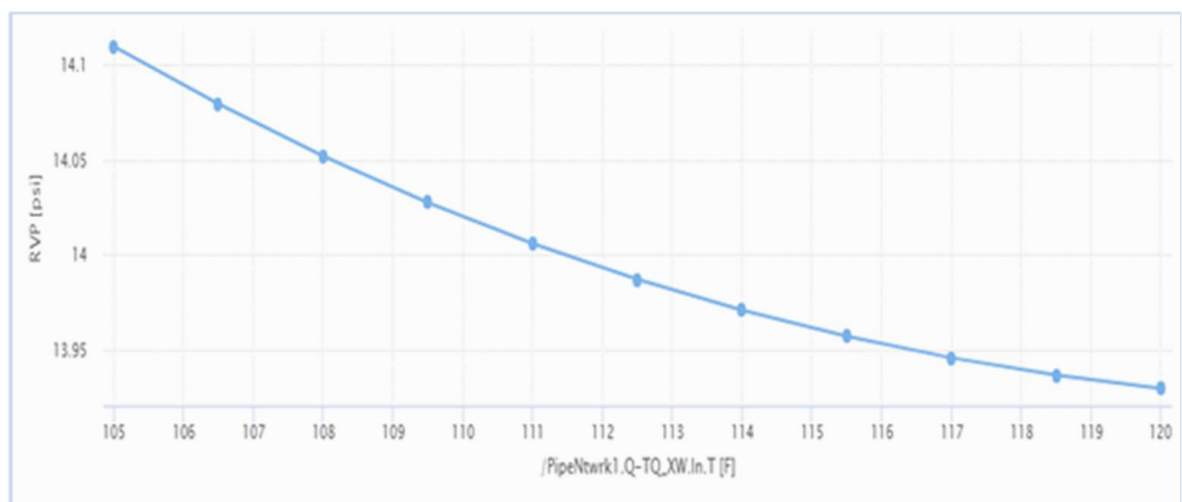


Figura 2-16. Efecto de la variación de la temperatura de entrada de los fluidos de las troncales TQ y XW en la RVP del crudo venta, caso 2024.

De acuerdo con los resultados anteriores del caso 2024, con el nuevo esquema de tratamiento de proceso no es posible lograr la especificación de RVP para el crudo venta.

Al comparar el perfil de temperatura en el tren de separación entre los casos 2020 y 2024 cuando se optimiza el tren de separación para lograr la mayor producción (Figuras 2-7 y 2-12), se encuentra que hay una diferencia entre 2 y 4 °F aproximadamente a partir del separador de media para valores similares de presión. Una de las alternativas a considerar para realizar el ajuste del RVP, es realizar un calentamiento previo para retirar más volátiles. Se propone hacer un calentamiento a la corriente de entrada del separador de baja presión V-22105 que permita alcanzar la RVP especificada.

En la ubicación propuesta, el equipo necesario tendría un *rating* 150# y la caída de presión sería compensada por la válvula de control de nivel LV-22238 para mantener el perfil de presión cuando se optimiza la producción. La evaluación de la carga térmica y condiciones de temperatura y RVP asociadas a esta propuesta se presentan en las Figuras 2-17 a 2.19.

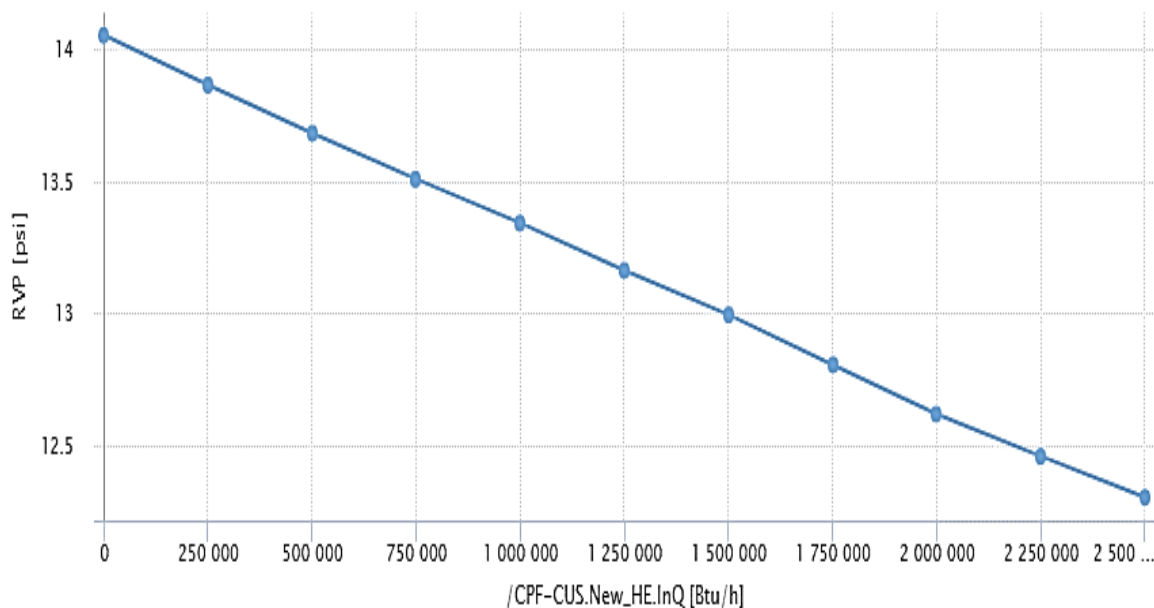


Figura 2-17. Variación RVP crudo venta según carga térmica del nuevo intercambiador propuesto para caso 2024.



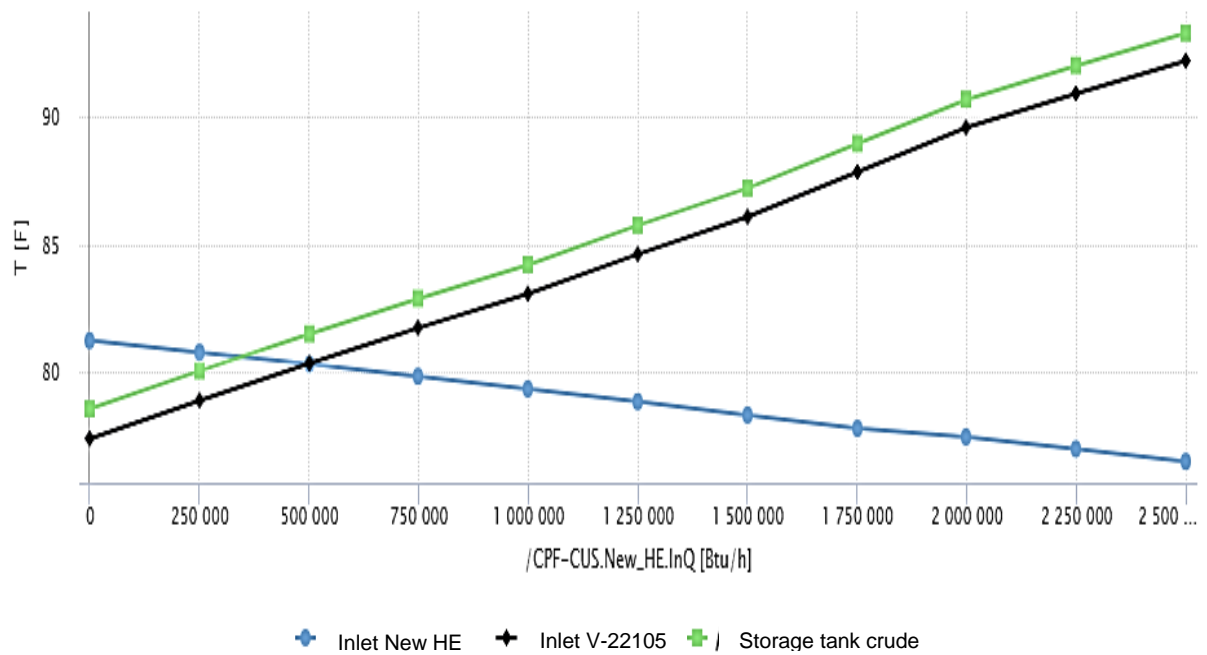


Figura 2-18. Perfiles de Temperatura asociados a la adición de nuevo intercambiador de calor entrada separador de baja caso 2024.

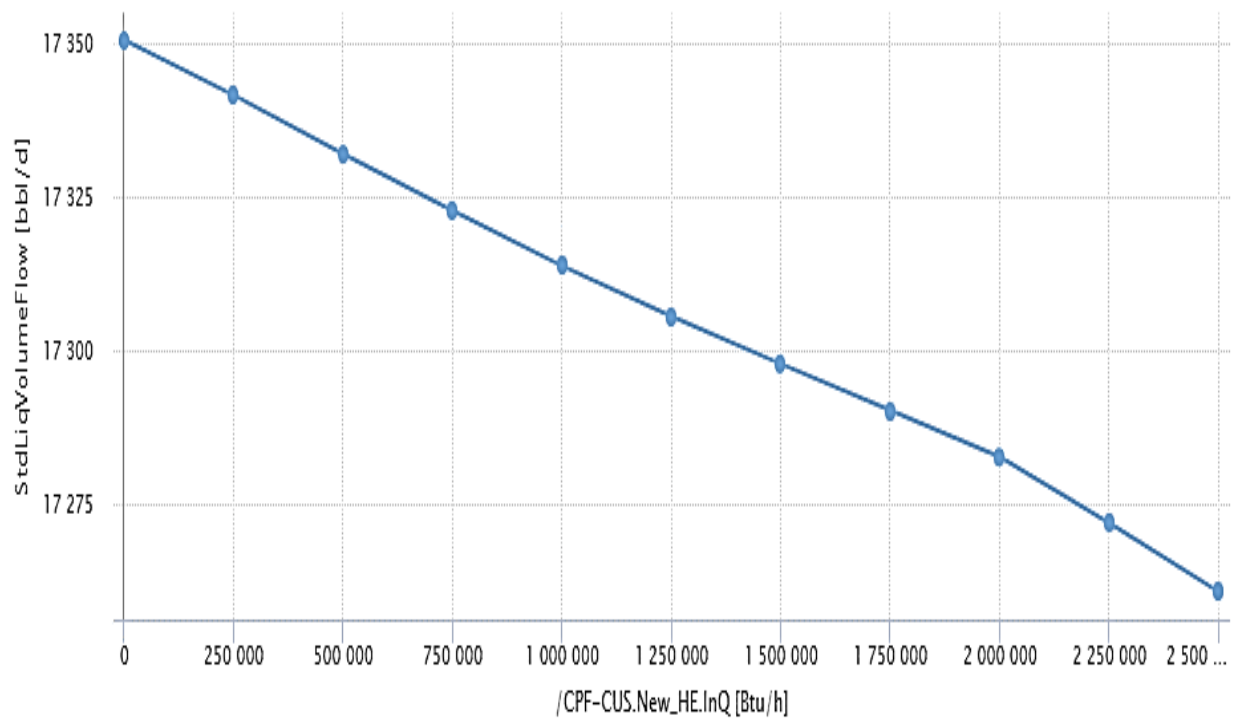


Figura 2-19. Impacto en producción de nuevo intercambiador de calor para ajustar RVP caso 2024.

Tal como se encuentra en la Figura 2-17, se requiere un nuevo intercambiador con una carga térmica aproximada de 1.5 MMBtu/h para lograr la especificación de RVP de 13 psi.

Este nuevo equipo requiere de un medio calefactor para lograr su objetivo, por lo que se propone conectar una línea del sistema de agua caliente de la planta, cuyas características tomadas de los PIDs asociados son presentadas a continuación en la tabla 2-12.

Tabla 2-12. Características del sistema de agua caliente de la planta de gas de Cusiana.

Servicio	Sistema de Agua Caliente
Tasa de circulación del sistema de agua caliente	3320 GPM
Condiciones del entrada de agua caliente	220 psig, 282 °F
Condiciones del salida de agua caliente	280 psig, 370 °F
Carga térmica del calentador	123 x 1.1 MMBtu/h

Teniendo en cuenta lo anterior, se realiza el cálculo para determinar el flujo requerido de agua caliente, en un intercambiador tubo y coraza, para obtener las siguientes condiciones de proceso presentadas en la tabla 2-13, considerando una caída de presión de 5 psi en los tubos y en la coraza.

Tabla 2-13. Condiciones de proceso para nuevo intercambiador de calor usando agua caliente y RVP obtenida.

T entrada proceso (°F)	T salida proceso (°F)	Flujo másico proceso (kg/h)	Carga térmica (MMBtu/h)	Flujo agua caliente (gpm)	RVP (psi)
79	87.3	95989.3	1.479	35	12.9

Por lo anterior se encuentra que el flujo requerido para este nuevo intercambiar es muy bajo comparado con la capacidad del sistema, por lo cual se considera factible. El nuevo esquema de proceso se presenta en la Figura 2.20.

La revisión de las condiciones futuras de operación para los casos futuros, indican que se puede mantener la operación del tren de separación con una nueva configuración en la cual no es necesario operar el separador de alta V-22101 y el compresor de 3ª etapa K-24102 del sistema DEMAG, permitiendo la operación de los demás separadores y compresores DEMAG dentro de su rango operacional. Para el caso 2024, se encuentra que, por las nuevas condiciones del flujo de entrada, será necesario adicionar un intercambiador de calor para lograr cumplir con la RVP exigida del crudo venta.

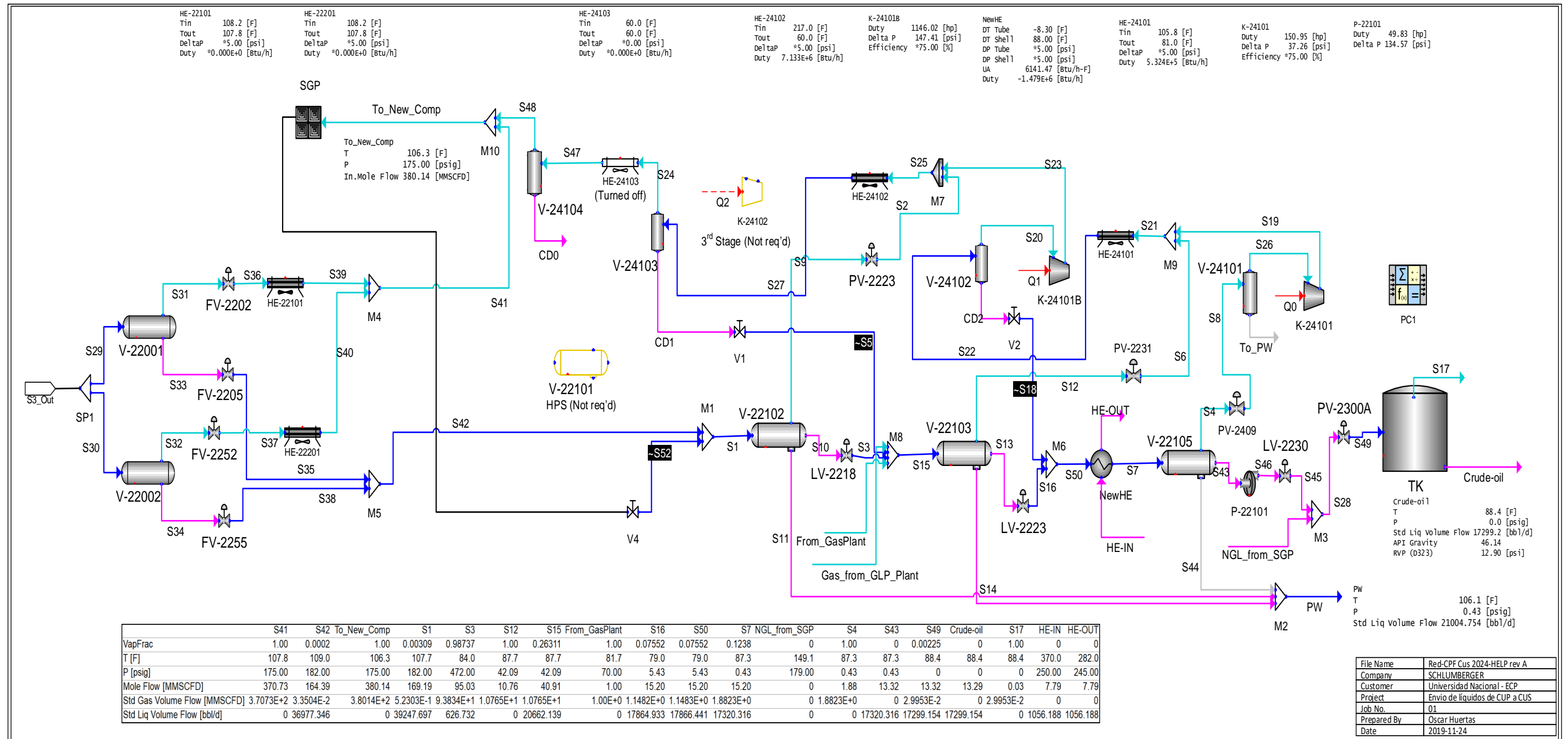


Figura 2-20. Nuevo esquema de proceso para caso 2024 con nuevo intercambiador de calor

## 3. Validación de Equipos

Como parte de la revisión de las condiciones futuras de operación, se hace necesario revisar la capacidad de los equipos de procesamiento y la capacidad de manejo de los instrumentos principales involucrados con la estabilidad y seguridad de la operación. De acuerdo con la revisión, se presentarán las restricciones, beneficios y recomendaciones del caso.

### 3.1 Equipos de Separación e Instrumentación

#### 3.1.1 Validación de capacidad de *Slug Catcher* y Separadores

Para la revisión de las capacidades de los separadores del Tren de Crudo del CPF de Cusiana, se empleará como referencia la metodología propuesta por (Svrce & Monnery, 1993) para separadores bifásicos y (Svrcek & Monnery, 1994) para separadores trifásicos, la cual está implementada dentro del simulador de procesos Symmetry.

Siguiendo las recomendaciones establecidas por los anteriores artículos, se establecieron los tiempos para los separadores, considerando que alimentan a otra vasija o tanque, en el caso conservador cuando tienen bomba o intercambiador de calor asociado:

- Tiempo de “Holdup” (tiempo que toma reducir el nivel del líquido desde el nivel normal del líquido (NLL) y hasta el nivel de vaciado o mínimo de líquido (LLL), manteniendo un flujo normal de salida sin alimento de reposición): 5 min.
- Tiempo de “Surge” (tiempo que toma el nivel del líquido para alcanzar desde el nivel normal del líquido (NLL) y hasta el nivel máximo de líquido (HLL), manteniendo un flujo normal de alimento sin flujo de salida): 2 min.

En el caso de los *Slug Catcher* dada su función de amortiguar las alteraciones de flujo de las líneas de entrada, se considera un tiempo de “Surge” de 20 min.

En la metodología usada se busca optimizar el tamaño del separador usando criterios de velocidad del gas, capacidad de volúmenes de las fases (según tiempos establecidos), y peso del equipo en función de su espesor, a partir de rangos recomendados de la relación Longitud/Diámetro (L/D). Teniendo en cuenta el objetivo del proyecto, se valida la capacidad de estos separadores mediante el cambio de la relación L/D, de tal forma que se obtenga un diámetro igual o muy cercano al del separador existente evaluado y se compara la longitud calculada con la longitud del separador. Si la longitud calculada es menor a la calculada, entonces el separador cuenta con la capacidad de manejar el flujo establecido según el caso. De acuerdo con el modelo suministrado por ECP, en la tabla 3-1 se presentan las dimensiones de los separadores y los arrastres que afectan la eficiencia de separación, y que serán mantenidos en los cálculos presentados en este capítulo:

Tabla 3-1. Arrastre de componentes (*carry over*) en separadores

TAG	Descripción	Dimensiones (D x L)	% Molar arrastre (basado en producto)
V- 22101	Separador de Alta Presión	126" x 10.5 ft	5 - pesado en liviano
<u>V-22102</u>	Separador de Media Presión	126" x 10.5 ft	2 – pesado en liviano
<u>V-22103</u>	Separador Deshidratador	96" x 8 ft	2 – pesado en liviano*
<u>V-22105</u>	Separador de Baja Presión	108" x 39 ft	-

\* Se asume el mismo valor de arrastre que para el separador de media, ya que no estaba definido en el modelo suministrado.

Los resultados de las evaluaciones se presentan a continuación en la tabla 3-2 y 3-3 para cada escenario:

Tabla 3-2. Verificación capacidad *Slug Catcher*, caso 2020. Fuente: Reporte Vessel Sizing de Symmetry:

<u>Descripción</u>	<u>/CPF-CUS.V-22001/2</u>
T [F]	109.2
P [psia]	204.70
Flujo másico de vapor [lb/h]	640239.06
Densidad de vapor [lb/ft <sup>3</sup> ]	0.8094
Flujo másico de líquido [lb/h]	245242.40
Densidad de líquido [lb/ft <sup>3</sup> ]	56.3725
Viscosidad de líquido [cP]	6.4926E-1
Longitud de vasija [ft]	<b>24.47</b>
Diámetro de Vasija[ft]	<b>10.50</b>
Relación L/D	2.33

Tabla 3-2. Verificación capacidad *Slug Catcher*, caso 2020 (Continuación). Fuente: Reporte Vessel Sizing de Symmetry:

Descripción	/CPF-CUS.V-22001/2
Altura de desprendimiento de vapor [in]	19.200
Nivel alto de líquido [in]	106.800
Nivel normal de líquido [in]	34.1731
Nivel bajo de líquido [in]	12.000
Peso de vasija [lb]	42884.85
Espesor de pared de vasija [in]	1.0026
Tiempo de Holdup [min]	5.00
Tiempo de Surge [min]	20.00
Min L/D de diseño	2.50
Max L/D de diseño	4.00
Eliminador de Neblina	0

Tabla 3-3. Verificación capacidad Separadores, caso 2020. Fuente: Reporte Vessel Sizing de Symmetry

Descripción	V-22102	V-22103	V-22105	V-22105*
T [F]	107.5	89.2	78.7	78.7
P [psia]	196.70	55.01	14.90	14.90
Flujo másico de vapor [lb/h]	1001.04	36941.64	6262.95	6262.95
Densidad de vapor [lb/ft3]	0.8375	0.3316	0.1223	0.1223
Flujo másico de líquido [lb/h]	202655.95	204579.46	197835.44	197835.44
Densidad de líquido [lb/ft3]	48.6058	49.1415	49.9342	49.9342
Viscosidad de líquido [cP]	8.7250E-1	1.1576E+0	1.6331E+0	1.6331E+0
Flujo másico de líquido pesado [lb/h]	306235.33	15.27	550.20	550.20
Densidad de líquido pesado [lb/ft3]	61.8446	62.0645	62.1762	62.1762
Viscosidad de líquido pesado [cP]	6.2993E-1	7.6779E-1	8.7104E-1	8.7104E-1
Longitud de vasija [ft]	24.50	36.39	45.39	38.82
Diámetro de Vasija [ft]	10.30	7.92	8.90	9.00
Relación L/D	2.38	4.60	5.10	4.31
Altura de desprendimiento de vapor [in]	12.000	12.000	24.000	21.600
Nivel alto de líquido [in]	111.600	83.040	82.800	86.400
Nivel normal de líquido [in]	80.6511	29.6574	25.023	36.662
Peso de vasija [lb]	39760.82	19003.47	14572.99	12929.61
Espesor de pared de vasija [in]	0.9509	0.4603	0.2545	0.2566
Tiempo de Holdup [min]	5.00	5.00	5.00	20.55
Tiempo de Surge [min]	2.00	2.00	2.00	2.00
Min L/D de diseño	3.00	2.40	4.00	4.40

Tabla 3-3. Verificación capacidad Separadores, caso 2020 (Continuación). Fuente: Reporte Vessel Sizing de Symmetry

Description	V-22102	V-22103	V-22105	V-22105*
Max L/D de diseño	3.40	4.70	4.50	4.60
Eliminador de Neblina	No	No	Sí	Sí
Opciones	Con Vertedero	Con Bota	Con Bota	Ninguna

Los resultados anteriores indican que para el caso 2020, los separadores tienen capacidad de manejo, excepto el separador de baja presión V-22105 que, al considerar la configuración con bota de líquido, requiere una mayor longitud; mientras que al evaluar la capacidad considerando una configuración sencilla sin bota, las dimensiones de la vasija son aceptables, incrementando el tiempo de “Holdup”. Por lo anterior, se realizó el cálculo detallado propuesto por (Svrcek & Monnery, 1994) con bota y sin bota para un mejor entendimiento.

En la Tabla 3-4 se observa que, para todos los casos, el valor de la longitud calculada es mucho mayor que la longitud mínima ( $L \gg L_{min}$ ), indicando que el “holdup” de líquido es el que controla esta dimensión.

Para seguir el método de cálculo, se muestra el resultado inicial con y sin bota, para luego ajustar el diámetro al valor de la vasija existente para luego recalcular la longitud. Nótese que los resultados obtenidos al realizar el ajuste final concuerdan con los presentados en la Tabla 3-3, respecto a la longitud requerida.

Tabla 3-4. Cálculos detallados separador V-22105 con y sin bota de líquido.

TAG	V-22105				Unidades
Opciones	Bota - inicial	Bota ajustada	Sin bota - inicial	Sin bota ajustado	
$Q_V$	14.22	14.22	14.22	14.22	ft <sup>3</sup> /s
$Q_{LL}$	66.03	66.03	66.03	66.03	ft <sup>3</sup> /min
$Q_{HL}$	0.15	0.15	0.15	0.15	ft <sup>3</sup> /min
K (GPSA)	0.36	0.36	0.36	0.36	
$U_T$	2.51	2.51	2.51	2.51	ft/s
$U_V$	1.88	1.88	1.88	1.88	ft/s
$T_H$	5.00	20.55	5.00	5.00	min
$V_H$	330.16	1,356.96	330.16	330.16	ft <sup>3</sup>
$T_S$	2.00	2.00	2.00	2.00	min
$V_S$	132.06	132.06	132.06	132.06	ft <sup>3</sup>
L/D	4.33	4.33	4.33	4.33	
D	6.09	9.00	6.48	9.00	ft

Tabla 3-4. Cálculos detallados separador V-22105 con y sin bota de líquido  
(Continuación).

TAG	V-22105				Unidades
	<b>73.13</b>	<b>108.01</b>	<b>77.71</b>	<b>108.00</b>	ln
A <sub>T</sub>	29.17	63.63	32.94	63.62	ft <sup>2</sup>
H <sub>V</sub>	2.00	2.00	2.00	2.00	ft
H <sub>V</sub> /D	0.33	0.22	0.31	0.22	
A <sub>V</sub> /A <sub>T</sub>	0.29	0.17	0.26	0.17	
A <sub>V</sub>	8.33	10.53	8.65	10.53	ft <sup>2</sup>
H <sub>LL</sub>	12.00	12.00	12.00	12.00	in
H <sub>HL</sub>	6.00	6.00	12.00	12.00	in
(H <sub>HL</sub> +H <sub>LL</sub> )/D			0.31	0.22	
(A <sub>HL</sub> +A <sub>LL</sub> )/A <sub>T</sub>			0.26	0.17	
A <sub>HL</sub> +A <sub>LL</sub>			8.65	10.53	ft <sup>2</sup>
H <sub>LL</sub> /D	0.11	0.11			
A <sub>LLV</sub> /A <sub>T</sub>	0.06	0.06			
A <sub>LLV</sub>	1.77	3.86			ft <sup>2</sup>
L	24.24	39.00	29.57	10.86	ft
ø	1.06	1.06	1.06	1.06	s
U <sub>VA</sub>	1.71	1.35	1.64	1.35	ft/s
L <sub>min</sub>	1.81	1.44	1.75	1.44	ft
L >> L <sub>min</sub>	1236%	2616%	1592%	656%	-
K <sub>s</sub>	0.333	0.333	0.333	0.333	-
U <sub>HL</sub>	2.50	2.50	2.50	2.50	in/min
U <sub>LH</sub>			4.68	4.68	in/min
t <sub>HL</sub>	22.09	36.06	16.71	28.84	min
t <sub>LH</sub>			2.56	2.56	min
θ <sub>HL</sub>			647.53	237.89	min
θ <sub>LL</sub>	7.65	31.36	9.43	8.20	min
θ <sub>LL</sub> < t <sub>HL</sub>	NO-Recal L	NO-Recal L			
L (recalc)	69.99	<b>44.84</b>		<b>38.20</b>	ft
L/D	11.48	4.98	4.57	4.24	

La evaluación de la capacidad de los separadores para el caso 2024 se presentan en las tablas 3-5 y 3-6, donde se encuentra que todos tienen capacidad suficiente de tratamiento.

Tabla 3-5. Verificación capacidad *Slug Catcher*, caso 2024. Fuente: Reporte Vessel Sizing de Symmetry

Description	/CPF-CUS.V-22001/2
T [F]	109.7
P [psia]	204.70
Flujo másico de vapor [lb/h]	469194.40
Densidad de vapor [lb/ft <sup>3</sup> ]	0.8129
Flujo másico de líquido [lb/h]	245211.78
Densidad de líquido [lb/ft <sup>3</sup> ]	56.1755



Tabla 3-5. Verificación capacidad *Slug Catcher*, caso 2024 (Continuación). Fuente: Reporte Vessel Sizing de Symmetry

Description	/CPF-CUS.V-22001/2
Viscosidad de líquido [cP]	6.4303E-1
Longitud de vasija [ft]	25.8412
Diámetro de Vasija[ft]	10.00
Relación L/D	2.58
Altura de desprendimiento de vapor [in]	12.000
Nivel alto de líquido [in]	108.000
Nivel normal de líquido [in]	33.7823
Nivel bajo de líquido [in]	12.000
Peso de vasija [lb]	40277.63
Espesor de pared de vasija [in]	0.9578
Tiempo de Holdup [min]	5.00
Tiempo de Surge [min]	20.00
Min L/D de diseño	2.50
Max L/D de diseño	4.00
Eliminador de Neblina	False

Tabla 3-6. Verificación capacidad Separadores, caso 2024

Description	/CPF-CUS.V-22102	/CPF-CUS.V-22103	/CPF-CUS.V-22105
T [F]	107.7	85.3	83.5
P [psia]	196.70	56.79	15.13
Flujo másico de vapor [lb/h]	1436.81	40114.51	10407.51
Densidad de vapor [lb/ft3]	0.8565	0.3519	0.1293
Flujo másico de líquido [lb/h]	209425.70	213567.78	203377.19
Densidad de líquido [lb/ft3]	48.0795	48.5131	49.4536
Viscosidad de líquido [cP]	7.7528E-1	1.0069E+0	1.3896E+0
Flujo másico de líquido pesado [lb/h]	303010.12	636.84	573.41
Densidad de líquido pesado [lb/ft3]	61.8408	62.1098	62.1238
Viscosidad de líquido pesado [cP]	6.2810E-1	8.0354E-1	8.2153E-1
Longitud de vasija [ft]	23.50	31.90	38.27
Diámetro de Vasija[ft]	10.40	7.90	9.00
Relación L/D	2.26	4.04	4.25
Altura de desprendimiento de vapor [in]	12.000	12.000	24.000
Nivel alto de líquido [in]	112.800	82.800	84.000
Nivel normal de líquido [in]	83.0042	32.8704	27.5532
Peso de vasija [lb]	39319.75	17185.24	12838.64

Tabla 3-6. Verificación capacidad Separadores, caso 2024 (Continuación)

Description	/CPF-CUS.V- 22102	/CPF-CUS.V- 22103	/CPF-CUS.V- 22105
Espesor de pared de vasija [in]	0.9595	0.4693	0.258
Tiempo de Holdup [min]	5.00	5.00	5.00
Tiempo de Surge [min]	2.00	2.00	2.00
Min L/D de diseño	2.50	2.50	1.50
Max L/D de diseño	4.00	3.70	4.50
Eliminador de Neblina	No	No	Sí
Opciones	Con Vertedero	Con Bota	Con Bota

Los resultados anteriores indican que los separadores tienen capacidad suficiente para manejar los flujos de los casos evaluados; y que se encuentra una limitación en el separador de baja presión V-22105 para el caso 2020, en el cual, por los flujos manejados de líquidos y la relación de flujo entre fluido liviano y pesado, donde se puede presentar dificultad en la separación de agua y crudo; sin embargo, debido a los flujos estimados de crudo y agua en la entrada, no se considera un problema ya que se cumplirían las especificaciones del crudo ( $\%BSW < 0.5$ ) y si sube el corte de agua se tendrá capacidad de manejo.

### 3.1.2 Verificación de capacidad de válvulas de control

De acuerdo con la información de las hojas de datos de las principales válvulas de control involucradas en el tren de separación, se realizó una evaluación de las válvulas para los casos evaluados y para 2024, considerando el nuevo intercambiador de calor para ajustar el RVP (ver ítem 2.5.2 y Figura 2-20).

La verificación de la capacidad de las válvulas se realiza con base en su característica y valor de Cv de diseño reportado en las hojas de datos, comparado con el nuevo Cv calculado para las nuevas condiciones de proceso. Posteriormente se realiza un ajuste del porcentaje de apertura de manera que el Cv de la válvula sea cercano al valor de diseño, donde sea posible, para validar así su capacidad tal como se presenta en las Tablas 3-7 y 3-8.

Tabla 3-7. Evaluación principales válvulas de control caso 2020. Fuente: Reporte Válvulas de Control de Symmetry

Válvula	$\Delta P$ [psi]	Cv	Característica	% Apertura [%]	Descripción	Cv abierta %	Tipo Válvula
FV-2202	10.00	9897.53	Igual Porcentaje	72.00	Cv diseño 10000	3694.23	Mariposa
FV-2205	8.00	1296.57	Igual Porcentaje	52.00	Cv diseño 1369	182.31	Bola reducida
FV-2252	10.00	9897.53	Igual Porcentaje	72.00	Cv diseño 10000	3694.23	Mariposa
FV-2255	8.00	1296.57	Igual Porcentaje	52.00	Cv diseño 1369	182.31	Bola reducida
LV-2218	141.7	713.92	Lineal Igual	6.00	Cv diseño 720	42.84	Globo
LV-2223	40.11	1998.89	Igual Porcentaje	33.00	Cv diseño 2180	71.83	Bola reducida
LV-2230	20.00	1318.82	Igual Porcentaje	42.00	Cv diseño 1369	97.71	Bola reducida
PV-2223	2.00	246.22	Lineal Igual	5.00	Cv diseño 268	12.31	Bola reducida
PV-2231	4.50	676.50	Igual Porcentaje	92.00	Cv diseño 681	526.78	Mariposa
PV-2409	0.10	2645.76	Igual Porcentaje	70.00	Cv diseño 2731	907.50	Mariposa

Tabla 3-8. Evaluación principales válvulas de control caso 2024. Reporte Válvulas de Control de Symmetry

Válvula	$\Delta P$ [psi]	Cv	Característica	% Apertura [%]	Descripción	Cv abierta %	Tipo Válvula
FV-2202	10.00	9837.2	Igual Porcentaje	65.00	Cv diseño 10000	2701.56	Mariposa
FV-2205	8.00	1298.7	Igual Porcentaje	52.00	Cv diseño 1369	182.60	Bola reducida
FV-2252	10.00	9837.3	Igual Porcentaje	65.00	Cv diseño 10000	2701.56	Mariposa
FV-2255	8.00	1298.7	Igual Porcentaje	52.00	Cv diseño 1369	182.60	Bola reducida
LV-2218	139.91	640.6	Lineal Igual	7.00	Cv diseño 720	44.84	Globo
LV-2223	36.66	2016.5	Igual Porcentaje	34.00	Cv diseño 2180	79.25	Bola reducida
LV-2230	20.00	1363.6	Igual Porcentaje	42.00	Cv diseño 1369	101.02	Bola reducida
PV-2223	2.00	249.6	Lineal Igual	7.00	Cv diseño 268	17.47	Bola reducida
PV-2231	4.50	673.7	Igual Porcentaje	94.00	Cv diseño 681	559.55	Mariposa
PV-2409	0.10	2702.8	Igual Porcentaje	81.00	Cv diseño 2731	1436.38	Mariposa

De forma general, y como parte de las buenas prácticas de ingeniería, los porcentajes de apertura para la operación de una válvula deben estar entre el 20 y 80% y bajo esta consideración, se encuentra que las siguientes válvulas requieren cambio o ajuste como se muestra en la Tabla 3-9.

Tabla 3-9. Recomendaciones para válvulas de control en el CPF Cusiana.

Válvula	Cv Diseño / % Apertura	Recomendación
LV-2218	720 / 6-7%	Cambio de válvula por menor Cv o tope apertura mecánico para reducir recorrido de apertura.
PV-2223	268 / 5-7%	
PV-2231	681 / 92-94%	Verificar operación con fabricante a este porcentaje de apertura. Considerar cambio de trim (internos) o de ser necesario, considerar cambio para una válvula con mayor Cv.

### 3.1.3 Verificación de capacidad de válvulas de seguridad

La revisión de las válvulas de seguridad asociadas al tren de separación y DEMAG es verificado a través de la utilidad de Symmetry para válvulas de seguridad (PSVs), usando la opción de *rate*, teniendo en cuenta que se cuenta con los tamaños de orificio de cada válvula, de acuerdo con los PIDs. A partir de las nuevas condiciones de proceso, se toma la temperatura y composición de la corriente asociada, para determinar el flujo de relevo con el tamaño de orificio de la válvula y este se compara con el flujo de relevo requerido por proceso. Los puntos de ajuste (set) por presión de las diferentes válvulas se mantienen igual al establecido dado que con excepción del *Slug Catcher*, los rangos operativos serán los mismos. En el caso del *Slug Catcher*, la presión de operación disminuye significativamente de 500 a 200 psig, por lo cual no existe riesgo adicional por presión y, por tanto, las vasijas se protegen manteniendo los puntos de ajuste definidos en función de la presión de diseño. Los resultados de la revisión de las válvulas de seguridad se presentan en las Figuras 3-1 y 3-2. Como se muestra en las figuras mencionadas, para todos los casos y equipos, las válvulas existentes satisfacen los nuevos requerimientos de proceso. En el caso del *Slug Catcher*, las PSVs se encuentran localizadas en una línea común de salida de gas para las dos vasijas V-22001 y V-22002 y son una serie de válvulas con valores de set escalonados para protección ante diferentes eventos.

De acuerdo con lo anterior, el requerimiento de flujo se logra relevar con la capacidad disponible de las válvulas PSV-2206A/B/C/D. Para el separador de media, deshidratador y separador de baja, con el disparo de una de las PSVs, se logra alcanzar el flujo requerido para relevo.

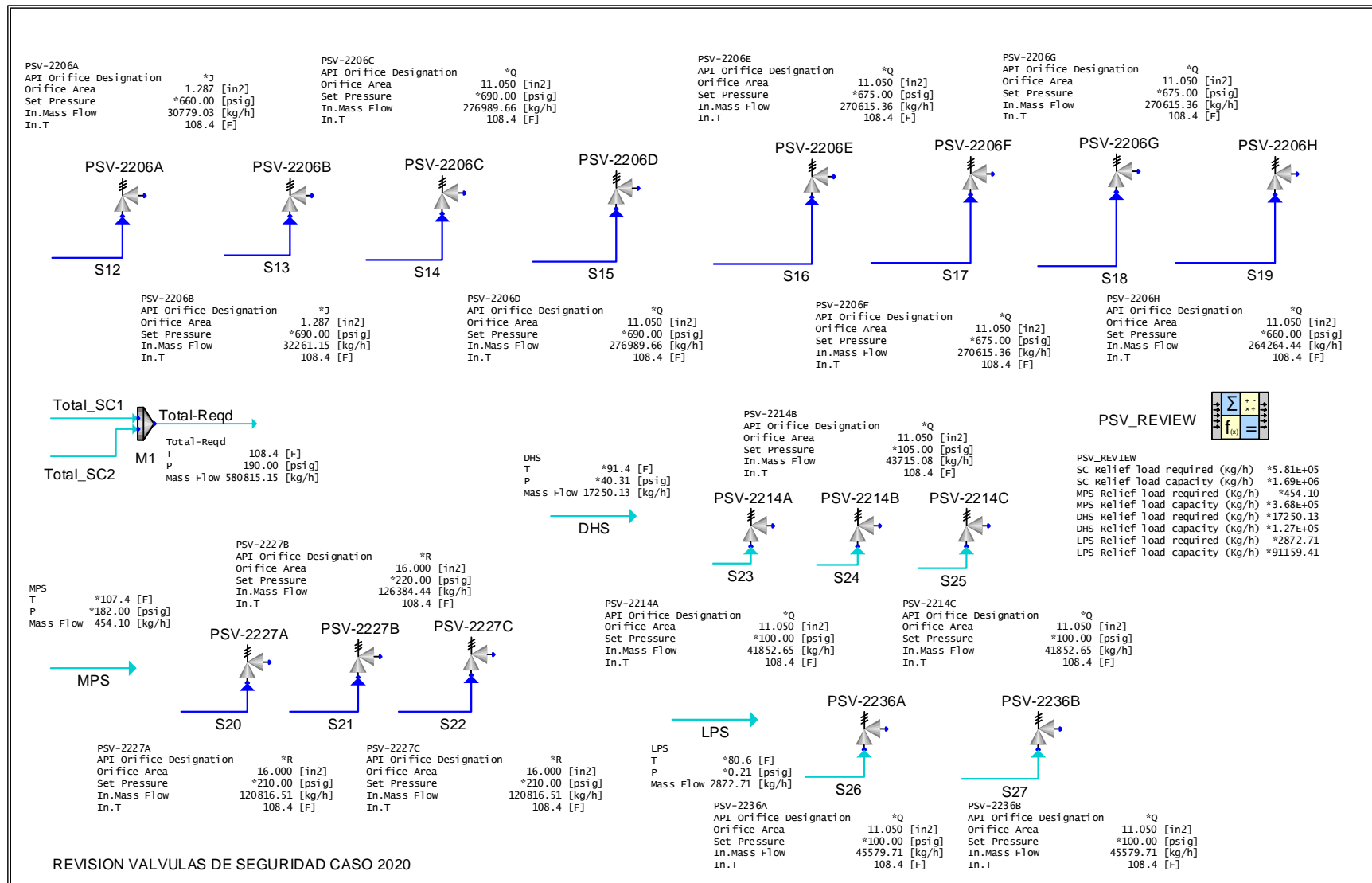


Figura 3-1. Resultado revisión válvulas de seguridad del tren de separación del CPF de Cusiana para el caso 2020.

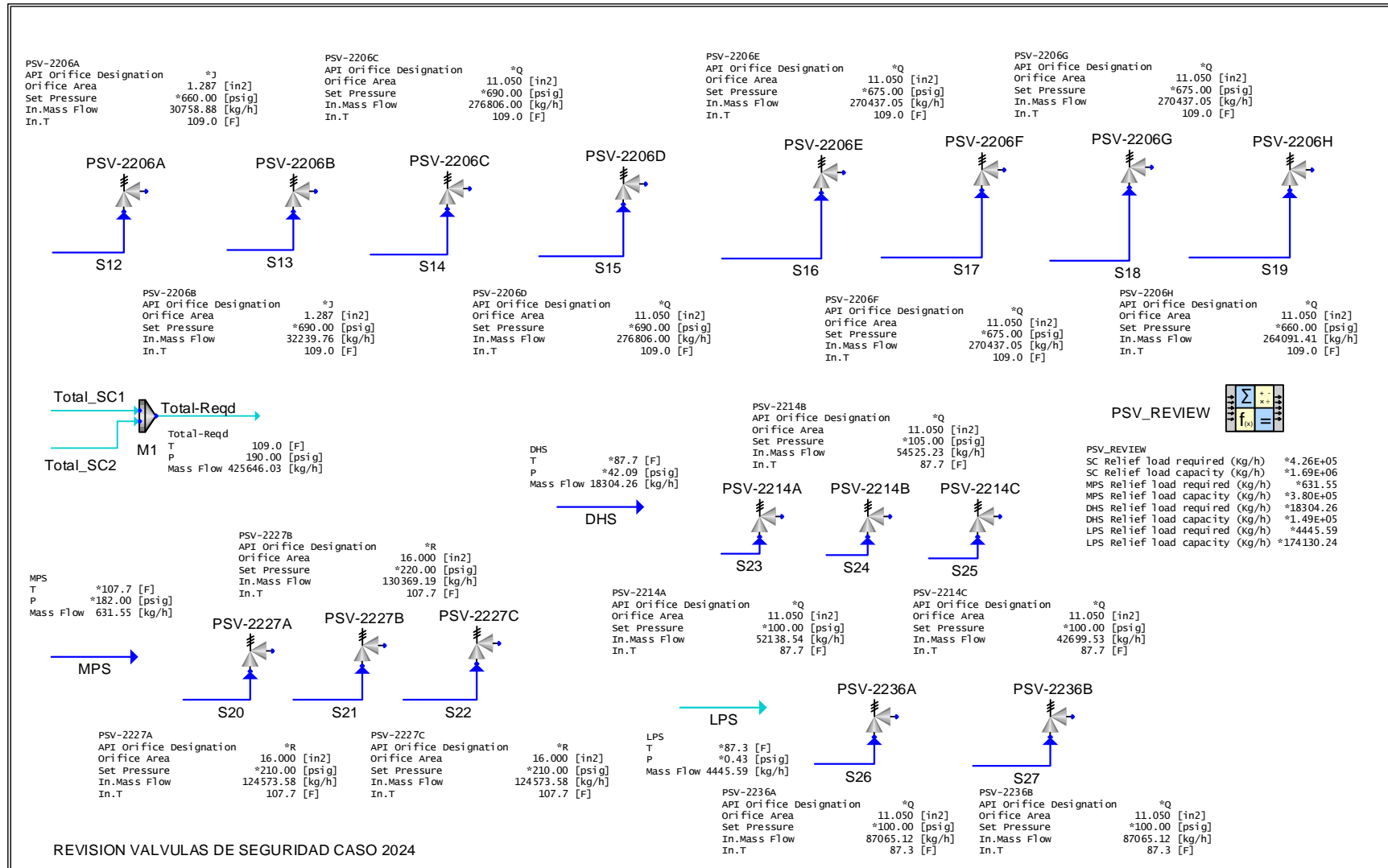


Figura 3-2. Resultado revisión válvulas de seguridad del tren de separación del CPF de Cusiana para el caso 2024 con RVP ajustado.

## 3.2 Equipos Rotativos

### 3.2.1 Sistema de recuperación de vapores DEMAG

De acuerdo con los resultados encontrados en el numeral 2.5 al realizar la redistribución de presión en el tren de separación de crudo, se propone la opción de eliminar una etapa de separación del modelo inicial, lo cual permite hacer un uso más eficiente del sistema de recuperación de gas conocido por su marca DEMAG.

El nuevo esquema de proceso sugiere que no es necesaria la operación el sistema de compresión de tercera (K-24102) etapa debido al cambio en la presión del *Slug Catcher* a 200 psig, la salida de operación del separador de alta presión (V-22101) y el hecho de conservar los rangos operativos de los demás separadores (ver Tabla 2-7).

Para la evaluación de las nuevas condiciones operativas, se inicia presentando en la Tabla 3-10, el estado aproximado de la operación actual de estos equipos tomado del caso base, que se caracteriza principalmente por el alto grado de recirculación de gas, lo cual afecta el desempeño de las máquinas e incrementa los costos de mantenimiento.

Tabla 3-10. Condiciones sistema de compresión DEMAG para caso base. Fuente: Reporte Compresores de Symmetry

Ítem	K-24101	K-24101B	K-24102
Q [hp]	12.69	478.83	543.49
Delta P [psi]	44.00	97.00	350.00
Eficiencia Adiabática aprox. [%]	75.00	75.00	75.00
Eficiencia Politrópica [%]	76.40	76.60	77.37
Cabeza Adiabática [ft]	20901.28	23854.51	29529.30
Cabeza Politrópica [ft]	21291.52	24363.39	30461.88
Flujo Másico [lb/h]	901.38	29808.47	27331.47
% Reciclo	97%	33%	-
Flujo Molar [MMSCFD]	0.19	8.12	7.96
T entrada [F]	82.5	81.0	60.0
P entrada [psia]	23.70	62.70	154.70
P salida [psia]	67.70	159.70	504.70
Peso Molecular	43.17	33.42	31.27

De los resultados obtenidos para el caso 2020 y 2024 (incluyendo el nuevo intercambiador de calor para ajustar la RVP), se realiza un análisis considerando las condiciones futuras presentadas en la Tabla 3-11, para evaluar la capacidad de los compresores de acuerdo

con sus curvas de desempeño. Es importante aclarar que las curvas disponibles están desarrolladas de acuerdo con el modelo específico del compresor, para unas condiciones de presión y temperatura de succión, masa molar y rpm, razón por la cual se toman de referencia para hacer una validación general, pero que ECP deberá confirmar con el proveedor el desempeño final de los compresores para las nuevas condiciones futuras que se han encontrado.

Tabla 3-11. Condiciones operativas futuras para sistema de compresión DEMAG. Fuente: Reporte Compresores de Symmetry

Case	2020	2024	2020	2024
Item	K-24101		K-24101B	
Q [hp]	96.56	150.95	1054.03	1146.02
Delta P [psi]	35.70671	37.26	149.18527	147.41
Eficiencia Adiabática aprox. [%]	75.00	75.00	75.00	75.00
Eficiencia Politrópica [%]	76.48	76.42	77.22	77.14
Cabeza Adiabática [ft]	22638.17	21538.24	35354.81	32638.43
Cabeza Politrópica [ft]	23085.32	21946.27	36403.44	33569.22
Flujo Másico [lb/h]	6333.95	10407.70	44272.38	52142.04
% Reciclo	1.23	1.88	11.18	12.65
Flujo Molar [MMSCFD]	80.6	87.3	81.0	81.0
T entrada [F]	14.80	15.03	45.51	47.29
P entrada [psia]	50.51	52.29	194.70	194.70
P salida [psia]	46.95	50.36	36.06	37.55

Para el sistema DEMAG de primera etapa (K-24101), se tiene la curva de desempeño presentada en la Figura 3-3, donde se observa que a pesar de tener una presión de succión y temperatura menor a la de la curva y una masa molar similar, ésta máquina tiene capacidad para las nuevas zonas operativas, y tal como se muestra en la Tabla 3-12, seguirá manteniendo un porcentaje elevado de recirculación, aun cuando disminuya de la condición actual (97 Vs. 84.4%).

Para el sistema DEMAG de segunda etapa (K-24101B), la situación es diferente ya que, en términos de flujo y presión requerida para las condiciones futuras, estará justo debido a la presión de descarga requerida y la mínima recirculación como se observa en la Tabla 3-12; sin embargo, teniendo en cuenta que la presión de succión estimada para las condiciones futuras es mayor respecto a la curva de referencia, se espera cumplir con los requerimientos de proceso, como se muestra en la Figura 3-4.



Tabla 3-12. Condición de flujo mínimo (surge) y flujo de descarga estimado según curvas de desempeño para 1ª y 2ª etapa del sistema DEMAG.

	2020	2024	2020	2024
Item	K-24101		K-24101B	
Min flujo (surge) [lb/h]	26400		44400	
Flujo @ Presión descarga [lb/h]	40500.00	39600.00	44400.00	52142.04
% Recirculación	84.4%	73.7%	0.3%	0.0%

### DEMAG DELAVAL

TURBOMACHINERY  
 PROPOSED CHARACTERISTIC CURVE  
 CUSIANA - COLD AMBIENT  
 Delaval Model 7CK26 + 7B22  
 Suct. Press. (Psia) 16.05  
 Suct. Temp. (Deg F) 124

CC-127809  
 25-May-95  
 Section 1  
 Mole Weight – 49.14  
 10300 rpm

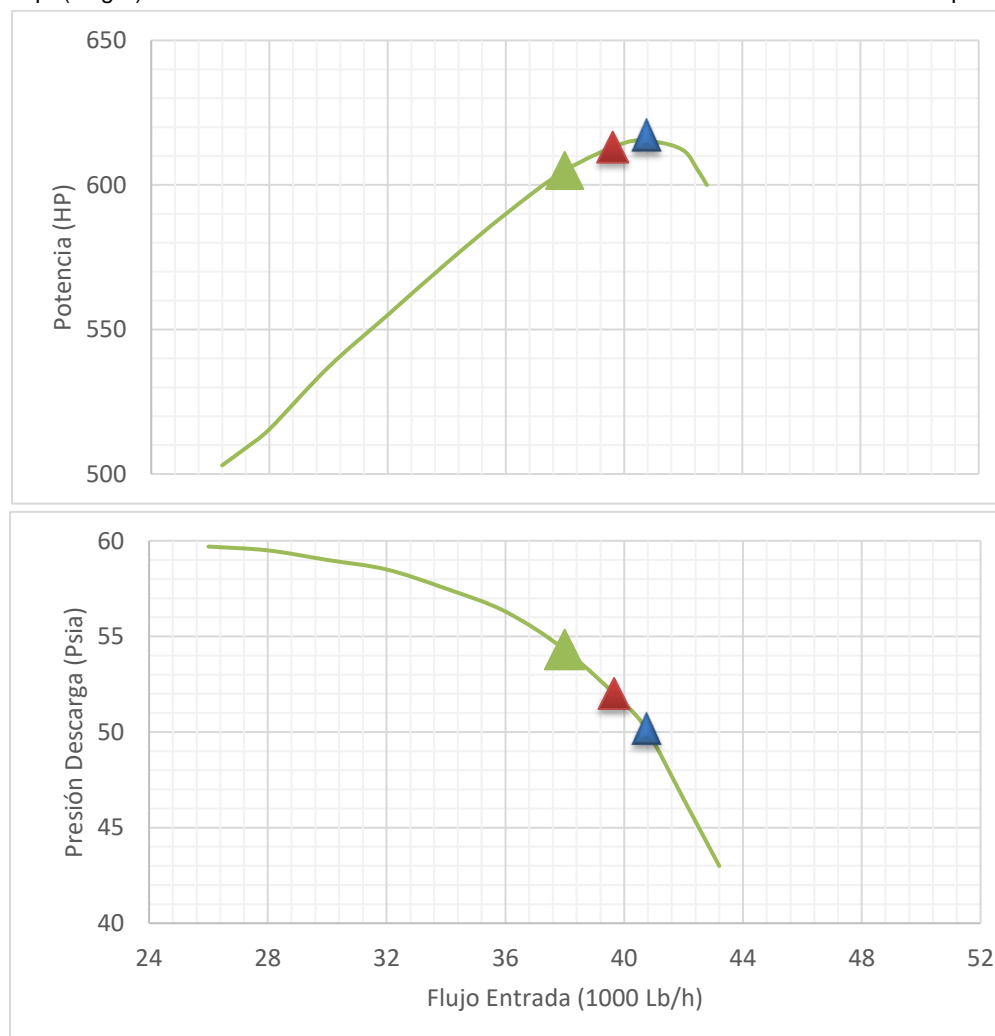


Figura 3-3. Curva de desempeño sistema de compresión DEMAG de 1ª etapa (K-24101). Triangulo verde caso diseño, azul caso 2020, y rojo para 2024.

### DEMAG DELAVAL

TURBOMACHINERY  
PROPOSED CHARACTERISTIC CURVE  
CUSIANA - COLD AMBIENT  
Delaval Model 7CK26 + 7B22  
Suct. Press. (Psia) 39.05  
Suct. Temp. (Deg F) 110

CC-127811  
25-May-95  
Section 2  
Mole Weight – 45.09  
10300 rpm

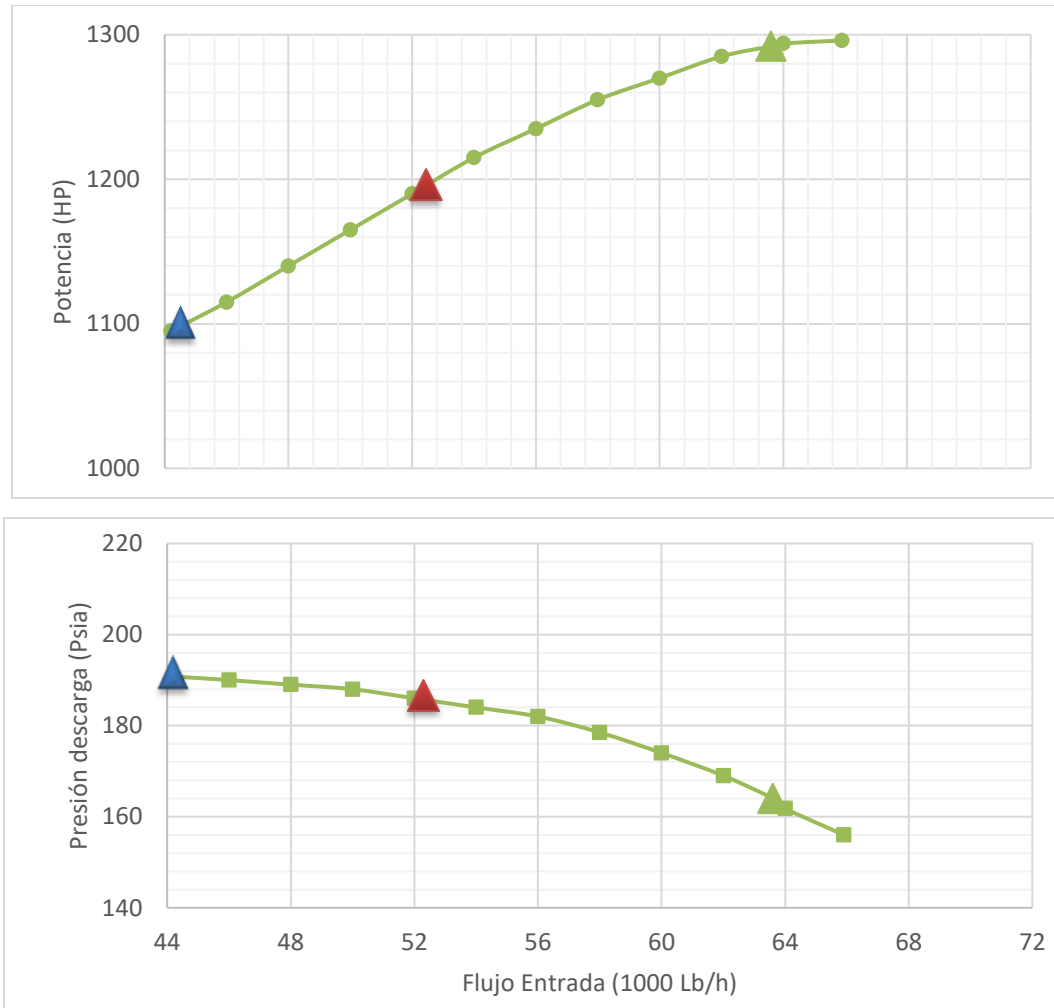


Figura 3-4. Curva de desempeño sistema de compresión DEMAG de 2ª etapa (K-24101B). Triangulo verde caso diseño, azul caso 2020, y rojo para 2024.

Los resultados encontrados en la presente revisión indican que la mayoría de los equipos tienen capacidad de procesamiento bajo la nueva configuración de proceso, y que sólo se presentan algunas condiciones especiales para la operación del separador de baja presión V-22105, por una posible dificultad para operar la bota de agua para el caso 2020, pero que se puede manejar operativamente. Como era de esperarse, se presentan algunas válvulas de control que requieren modificación para un control apropiado de proceso (Tabla 3-9) y la capacidad de las válvulas de seguridad por presión cumple a cabalidad los requerimientos de relevo para los casos evaluados.

## 4. Factibilidad Económica

El proyecto evaluado en este trabajo es complementario al proyecto de disminución de la presión de entrada al CPF de Cusiana, que incluye la instalación de nuevos compresores para entregar gas producido a la planta de gas y que fue presupuestado en US\$ 77 MM para una proyección de un periodo de 15 años. Por tanto, es importante tener en cuenta que el principal negocio para el CPF de Cusiana y Cupiagua es la venta de gas natural y GLP, ya que la producción de crudo es baja por el desarrollo mismo del campo y, por tanto, ver alternativas que permitan a ECP bajar OPEX e incrementar la producción de crudo, son de su interés.

Consideraciones para la evaluación económica:

- ECP informó que si la presión de succión de los turbocompresores fuera menor a 200 psig, se requería una etapa adicional de compresión y con ello, los costos del equipo se incrementaban cerca del 40%, razón por la que fue establecido ese valor como la presión mínima de succión para dar viabilidad al proyecto de la disminución de presión en el *Slug Catcher* del CPF de Cusiana.
- La línea base de producción de crudo para la evaluación económica de este proyecto, corresponde a la producción adicional obtenida con respecto a la producción actual de 15 KBPD; sin embargo, el presente proyecto es complementario al proyecto principal de disminuir la presión del *Slug Catcher* y cuya factibilidad fue aprobada por ECP y se encuentra en desarrollo.
- Con el nuevo esquema de operación propuesto en el presente proyecto, se presentan ahorros importantes por la salida del tren de separación de crudo de Cupiagua, el separador de alta presión y compresor de 3ª etapa (sistema DEMAG) del CPF de Cusiana. Los ahorros aquí presentados son estimados realizados por Ecopetrol.

- El gas requerido para la operación del compresor de 3ª etapa y el sistema DEMAG del CPF de Cupiagua, estará disponible para ser monetizado para venta de energía.
- No se pretende desarrollar un análisis financiero detallado del proyecto en este capítulo, pero si validar su factibilidad económica.

## 4.1 Costos asociados para la implementación del proyecto

### 4.1.1 Sistema de Bombeo de líquidos desde el *Slug Catcher* de Cupiagua

De los resultados obtenidos en los Ítems 2.3 y 2.4, se determinó que es necesario contar con un sistema de bombeo para enviar los líquidos obtenidos del *Slug Catcher* de Cupiagua hacia el CPF de Cusiana. Se realiza la estimación de costos presentada en la Tabla 4.1 de acuerdo con la metodología propuesta por (Seider, Seader, & Lewin, 2003) en el Capítulo 16.

Tabla 4-1. Estimación del costo del sistema de bombeo requerido en Cupiagua

Descripción	Valor	Unidad	Comentario
<b>Tipo de bomba</b>		-	Centrífuga, Vertical <i>Split Case</i>
Q	619.65	gpm	Caso 2020 adicionando 35 MMscfd de gas
Densidad relativa	0.86	-	Para líquidos desde el <i>Slug Catcher</i> de Cupiagua (7.19 lb/gal)
Presión Diferencial	856	psi	Presión en <i>Slug Catcher</i> de Cupiagua de 600 psig y una presión de descarga de 1456 psig.
Cabeza	2,296.6	ft	
S	29,695.1		Factor de tamaño
C <sub>B</sub>	5,437.16	US\$	
Ft	8.9	-	
Fm	1.35	-	Factor de Material
C <sub>B</sub> corregido	<b>\$ 91,458.4</b>	US\$	Índice de escalamiento of 1.4 de acuerdo con la base de datos de Symmetry para índice de costo de plantas
<b>Motor de la bomba</b>			
$\eta_p$	0.73		Eficiencia Fraccional

Tabla 4-1. Estimación del costo del sistema de bombeo requerido en Cupiagua  
(Continuación)

Descripción	Valor	Unidad	Comentario
$\eta_M$	0.93		Eficiencia Fraccional del motor eléctrico
Pb	423.36		
PC (HP)	457.02		500 HP aprox , usado para CB
CB	19,457.27	US\$	
Ft	1.8		
$C_B$ corregido	<b>\$ 49,032.32</b>	US\$	Índice de escalamiento of 1.4 de acuerdo con la base de datos de Symmetry para índice de costo de plantas
Costo sistema de Bombeo	<b>\$ 280,981.42</b>	US\$	Para 2 bombas (una de respaldo)

El consumo de energía derivado de la operación de este sistema genera unos costos de utilitarios presentados en la Tabla 4-2, donde se toma un factor de consumo sugerido por ECP de 750 HP/MMscfd:

Tabla 4-2. Costo de energía del nuevo sistema de bombeo en el CPF de Cupiagua

Descripción	Valor	Unidades
Factor de Consumo	750	HP/MMscfd
Nuevo Sistema de Bombeo en Cupiagua	500	HP
Consumo de gas	0.67	MMscfd
Costo de gas combustible	35	US\$/MMscfd
Costo de Utilidades	23.33	US\$/d
	<b>8,517</b>	US\$/año

#### 4.1.2 Intercambiador de Calor en el CPF de Cusiana

De acuerdo con la revisión del caso 2024 presentada en el Ítem 2.5.3 del presente documento, es necesario adicionar un intercambiador de calor al tren de separación de crudo del CPF de Cusiana, ubicado aguas arriba del separador de baja V-22105 para lograr la especificación de RVP de 13 psi del crudo venta.

Para la estimación de costos de este equipo, se emplea la opción “Economics” disponible en Symmetry, para los intercambiadores de calor basado en el método de Ulrich (Virtual Materials Group, 2018), cuyos resultados son presentados en la tabla 4-3.

Tabla 4-3. Estimación de costo para el nuevo intercambiador de calor. Fuente: Reporte de Económicos de Intercambiadores de Symmetry

Descripción	NewHE
$\Delta P$ Tubos [psi]	0.20891
$\Delta P$ Coraza [psi]	0.19403
Acercamiento T [F]	0.40
Duty [Btu/h]	-1.360E+6
P entrada Tubos [psig]	5.43
P coraza [psig]	250.00
Costos de Instalación [US\$]	<b>114,128.80</b>
Índice seleccionado	<b>CE Plant Cost Index</b>
Año Base	2004
Año Actual	2020
Índice de escalamiento	1.40
UA [Btu/h-F]	31067.59
U [Btu/h-ft <sup>2</sup> -F]	15.53
Área de tubos [ft <sup>2</sup> ]	2000.95
Tipo seleccionado	<b>Tubo Fijo</b>
Costo de Equipo [US\$]	19,440.91
Material	<b>Carbon Steel / Alloy Steel</b>
Factor Material	1.70
Factor Modulo de Base	4.19

Para poder realizar el cálculo anterior, se hizo un dimensionamiento preliminar del equipo a través de la opción “Simulated Performance” de Symmetry (Figura 4.1) con el objeto de calcular el valor del coeficiente de transferencia de calor que tiene un peso relevante en el costo estimado del intercambiador. Finalmente, teniendo en cuenta el consumo de agua caliente en este equipo es muy bajo comparado con la capacidad del sistema y que aplica solo para el caso 2024, se considera que este costo de servicio no es significativo.

### 4.1.3 Otros costos asociados

Se considera un costo asociado del proyecto relacionado con los puntos de interconexión y *jumpes* (líneas de interconexión) en el CPF de Cupiagua para poder direccionar las troncales de producción y desviar parte del gas para enviar hacia el CPF de Cusiana. Se estima un valor de US\$ 2'000,000 para cubrir este rubro, con base en la experiencia de ECP en otro tipo de proyectos similares.

☐ Rated Oversize ☒ Simulated Performance

TEMA

Front: B-Bonnet(IntegralCover)
Shell: E-OnePass
Rear: M-FixedTubesheet(StationaryHead)

TEMA Schematic

Fin Schematic

Input

Name	Value
<b>Tube</b>	
Tube Material	Carbon_Steel
Pitch Type	30Degree(TrianglePitch)
Pitch [in]	1.250
Tubes Per Pass	621
Passes	1
Length Per Pass [m]	4.8768
Baffle Radial Clearance [in]	0.0157
Fouling Factor [h-ft <sup>2</sup> -F/Btu]	0.00
Outside Diameter [in]	1.000
Tube Thickness [in]	0.0831
In Nozzle Diameter [in]	18.000
Out Nozzle Diameter [in]	18.000
Pressure Drop Calculation	Colebrook
<b>Shell</b>	
Baffle Type	Single-Segmental
Baffle Cut Basis	Diameter
Baffle Cut (fraction)	0.2500
Baffle Pitch [m]	0.4572
Baffle Thickness [in]	0.374
Bundle Radial Clearance [in]	0.250
Baffle Radial Clearance [in]	0.0984
Fouling Factor [h-ft <sup>2</sup> -F/Btu]	0.00
Shell Diameter [m]	0.80

Output

Name	Value
Area [ft <sup>2</sup> ]	2601.24
Area Ratio	1.00
U Value [Btu/h-ft <sup>2</sup> -F]	15.53
Corrected U Value [Btu/h-ft <sup>2</sup> -F]	15.53
F Correction Factor	1.00
Heat Reversal Area [%]	0.00
Tube Pressure Drop [psi]	0.20891
Shell Pressure Drop [psi]	0.19403
Tube Film Coefficient [Btu/h-ft <sup>2</sup> -F]	22.66
Shell Film Coefficient [Btu/h-ft <sup>2</sup> -F]	89.16
Tube Velocity [ft/s]	5.02
Shell Velocity [ft/s]	0.0269
Fin Efficiency [%]	0.00

Automatic Calculations
Multipliers

Detailed Output

Name	Value
MTD (Corrected) [F]	42.64
Average Wall Temperature [F]	196.7
Tube Volume [m <sup>3</sup> ]	1.067
Shell Volume [m <sup>3</sup> ]	1.384
Tube k [ft <sup>2</sup> ]	0.7940
Shell k [ft <sup>2</sup> ]	0.0056
Tube Sensible Surface Area [%]	0.00
Tube Condensing Surface Area [%]	0.00
Tube Boiling Surface Area [%]	100.00
Shell Sensible Surface Area [%]	100.00
Shell Condensing Surface Area [%]	0.00
Shell Boiling Surface Area [%]	0.00
Shell Stream A [%]	44.06
Shell Stream B [%]	33.29
Shell Stream C [%]	8.20
Shell Stream E [%]	14.44
Shell Stream F [%]	0.00
Fin Outside Diameter [in]	

Figura 4-1. Dimensionamiento preliminar de intercambiador nuevo

## 4.2 Beneficios económicos del proyecto

Los beneficios de la implementación del presente proyecto corresponden principalmente a los ahorros por la nueva configuración de proceso, pero que, a la vez, no interfieran con el objetivo de mantener o incrementar la producción de crudo total, debido a la disminución de la presión del *Slug Catcher* del CPF de Cusiana, que ECP avaló para su ejecución.

La Tabla 4.4 presenta las producciones estimadas de crudo en el CPF, tomando de referencia el caso 2018 bajo la misma consideración. En los casos de estudio de este trabajo, se encuentra un incremento en la producción total de crudo, indicando que el objetivo del proyecto de operar a menor presión en el *Slug Catcher* e instalar los nuevos compresores no se ve afectado.

Tabla 4-4. Producción de crudo para los escenarios 2020 y 2024 con respecto al caso base 2018.

Item / Caso	2018	2020	2024
Cupiagua	12000	0	0
Cusiana	3000	16890.1	17489.67
Total Producción	15000	16890.1	17489.67

Tabla 4-5. Producción de crudo para los escenarios 2020 y 2024 con respecto al caso base 2018 (Continuación)

Item / Caso	2018	2020	2024
Producción adicional	0	1890.1	2489.67
US\$/Barril	-	\$ 60*	\$ 60*
Precio Crudo Venta (US\$/año)	\$ -	\$ 41,393,190	\$ 54,523,773

\*Valor conservador tomando de (Crude Oil Prices, 2020).

Los ahorros logrados al implementar este proyecto se presentan en la Tabla 4-5.

Tabla 4-6. Ahorro en mantenimiento por salida de equipos de operación (Datos suministrados por ECP de acuerdo con históricos).

Descripción	Ahorros (US\$)
Tren de separación de crudo en Cupiagua	\$ 1,500,000
Separador de alta presión (HPS) en Cusiana	Nota 1
3ª etapa DEMAG en Cusiana	
Total / Año	\$ 1,500,000

Nota 1: los ahorros en mantenimiento por la posible salida del HPS y 3ª etapa del DEMAG no se consideran relevantes ya que Ecopetrol los mantendrá disponibles para la operación ante diferentes escenarios operativos que no son considerados en el presente estudio.

Al sacar de operación el sistema de compresión DEMAG de Cupiagua y el compresor de 3ª etapa del sistema DEMAG en Cusiana, el gas consumido por esas máquinas podrá ahora ser monetizado, beneficiando la implementación del proyecto como se muestra en la siguiente Tabla.

Tabla 4-7. Monetización gas disponible debido a la salida del compresor DEMAG de 3ª etapa del CPF de Cusiana y del sistema DEMAG del CPF de Cupiagua.

Descripción	DEMAG Cupiagua	3ª etapa DEMAG Cusiana	Unidades
Factor de consume	750		HP/MMscfd
Potencia requerida	8046	1660	HP
Consumo de Gas	10.73	2.21	MMscfd
Poder calorífico bruto del gas	1150		Mbtu / MMscf. Valor mínimo de 950 Mbtu/MMscfd según (CREG, 2007)
Potencia equivalente	12,337.20	2,545.33	Mbtu/d
Factor Precio de Gas Venta	2.5		US\$/MBbtu. Tomado de (DeGolyer and MacNaughton, 2020)



Tabla 4-7. Monetización gas disponible debido a la salida del compresor DEMAG de 3ª etapa del CPF de Cusiana y del sistema DEMAG del CPF de Cupiagua (Continuación)

Descripción	DEMAG Cupiagua	3ª etapa DEMAG Cusiana	Unidades
Valor de Gas Venta	\$ 30,843	\$ 6,363	US\$/d
	<b>\$ 11,257,695</b>	<b>\$ 2,322,617</b>	US\$/año
Total Valor Equivalente Gas Venta	<b>\$ 13,580,312</b>		

Sumando los ahorros de equipos y monetización del gas por la salida del compresor de 3ª etapa, se obtiene un total de **US\$15'080,312**.

Al consolidar el costo total del proyecto y los ahorros logrados, se obtienen los siguientes valores para los costos fijos, presentados en la tabla 4-7:

Tabla 4-8. Costos de fijos capital estimados del proyecto

Descripción	Valor (US\$)
Nuevo Sistema de Bombeo	280,981.4
Nuevo Intercambiador de Calor	114,128.9
<i>Jumpers</i> para conectar líneas de producción	2.000,000.0
Subtotal	<b>2,395,110.3</b>
<b>Total Proyecto (+100% extras)<sup>2</sup></b>	<b>4,790,220.6</b>

El costo variable del proyecto está asociado principalmente al consumo energético del nuevo sistema de bombeo, presentado en la Tabla 4.2, con un estimado de US\$ 8517 por año. Por lo anterior, al determinar un valor del costo total anualizado (TAC) asociado a este proyecto, considerando el mismo periodo tomado para el proyecto de los compresores del CPF de Cusiana de 15 años, se obtienen los resultados presentados en la tabla 4-8.

Tabla 4-9. Costo Total Anualizado (TAC)

Descripción	Valor
Línea de Tiempo (Año)	15
Costos Fijos (US\$)	4,790,220
Costo Variable (US\$)	8,517
<b>TAC (US\$)</b>	<b>319,916</b>

<sup>2</sup> Factor recomendado por Ecopetrol teniendo en cuenta la experiencia en el desarrollo de proyectos similares.

Si se toma el beneficio anual de la implementación del proyecto evaluado en este estudio es derivado del ahorro por la salida de operación de los equipos del CPF de Cupiagua y la monetización del gas que era usado para estos equipos, se pueden determinar los siguientes índices económicos (Jiménez Gutiérrez, 2003):

- **Utilidad Neta** (o beneficio neto) (P): Definida como la utilidad bruta (R) menos la depreciación de equipos y pago de impuestos. Para este proyecto en particular, solo se considera la depreciación de equipos.

$$P = R - e * I - t(R - d * I)$$

Donde “e” es el factor de depreciación para fines contables (se toma un valor del 10%), I es la inversión, d es el factor de depreciación (se considera e = d = 0.1) para fines de impuestos y t es la tasa de impuestos (se toma un valor conservador de 50%). Por tanto, la utilidad neta será:

$$\begin{aligned} P &= 15,080,312 - (0.1 * 4,790,220.6) - 0.5 * (15,080,312 - 0.1 * 4,790,220.6) \\ &= \$7,300,644.8 \end{aligned}$$

- **Tasa de Retorno** (ROI): Definida como el beneficio neto (P) dividida por la inversión total (I). La tasa de retorno (ROI) debe ser superior del 20% que corresponde al valor mínimo establecido para este tipo de proyectos en la industria del Oil & Gas.

$$ROI = \frac{P}{I} = \frac{7,300,644.8}{4,790.221} * 100 = 152\% > 20\% (ok)$$

- **Tiempo de Recuperación** (TR): Tiempo que tardaría el inversionista en recuperar todo su capital en el caso hipotético de que todas las utilidades se usaran exclusivamente para ese fin.

$$TR = \frac{I}{P + e * I} = \frac{4,790.221}{7,300,644.8 + 0.1 * 4,790.221} = 0.62 \text{ años} = 7.5 \text{ meses}$$

Teniendo en cuenta los indicadores anteriores, se considera que la implementación del proyecto objeto del presente estudio es viable y muy atractivo en términos económicos.

## 5. Conclusiones y recomendaciones

### 5.1 Conclusiones

El presente estudio sobre el envío de los líquidos asociados a los pozos de los campos Cupiagua, Cupiagua Sur y Recetor, desde el *Slug Catcher* de Cupiagua hacia el CPF de Cusiana es viable desde el punto de vista técnico y económico. Para los escenarios futuros establecidos por ECP, adicionando un sistema de bombeo en el CPF Cupiagua, las troncales de producción TQ y XW, es posible el envío seguro de fluidos hasta el CPF de Cusiana. Se propone una nueva configuración de proceso en el CPF de Cusiana en donde ajustando el perfil de presión del tren de separación, se confirma que tiene la capacidad requerida de procesamiento, y sólo será necesario implementar algunas recomendaciones sobre las válvulas de control, separador de baja presión e incluir un nuevo intercambiador de calor para lograr la especificación de presión de vapor. Bajo la nueva configuración propuesta con el recibo de todos los líquidos en el CPF Cusiana, se logra validar el incremento de producción para los casos futuros, y el beneficio económico de implementar este proyecto, reflejado en una tasa de retorno muy atractiva (152%) y un tiempo de recuperación bajo (7.5 meses).

El modelamiento de las troncales de producción TQ y XW fue corroborado mediante la validación de un modelo de correlación de presión y cálculo de intercambio de calor tal que reflejará las condiciones de operación del caso base. La correlación que mejor predijo el comportamiento de la red fue la de Oilemans, con un error absoluto promedio de 7.3% que se considera aceptable. Para el perfil de temperatura, se consideraron los efectos conductivos y convectivos de los segmentos de línea, mediante la opción de cálculo detallado disponible en el simulador de procesos Symmetry, con los cuales se obtuvieron temperaturas cercanas a las del caso base y que fueron validadas por ECP.

Para lograr enviar los líquidos obtenidos en el *Slug Catcher* del CPF de Cupiagua hacia el CPF de Cusiana mediante las troncales de producción TQ y XW es necesario adicionar un

sistema de bombeo que incremente la presión de 600 a 1456 psig en el caso más exigente, ya que el solo diferencial de presión entre los CPFs no es suficiente por los perfiles topográficos y caída de presión de la red. Con estos niveles de presión, las troncales de producción pueden operar de manera segura, ya que su presión de diseño es superior (*rating* de tubería 2500# fuera de los CPFs o *rating* 900# en los manifold de entrada al CPF).

Las troncales TQ y XW al ser usadas para enviar todos los líquidos hacia el CPF de Cusiana, tienen capacidad de manejo de flujo para las condiciones futuras definidas para los casos 2020 y 2024; sin embargo, se encuentran algunas líneas que deber ser monitoreadas ya que presentan velocidades de flujo superiores a las recomendadas, aunque valores aceptables para la caída de presión  $\Delta P/100$  ft. Se encuentra en general, que la inyección de 35 MMscfd de gas producido a la línea junto con los líquidos del *Slug Catcher* de Cupiagua, es favorable en términos de la hidráulica, corroborando la recomendación hecha por ECP sobre este asunto, debido a evaluaciones previas en estado dinámico.

Teniendo en cuenta que en el proyecto de reducir la presión de entrada al CPF de Cusiana se estableció un valor de 200 psig para hacer viable la instalación del nuevo sistema de compresores para alimentar la planta de gas, se encuentra viable una nueva configuración de proceso en la cual, no se requiere el separador de alta V-22101, ni el compresor de 3ª etapa del sistema DEMAG y la presión de los demás separadores se mantendrán dentro de su rango operativo. Bajo esta nueva configuración además de los posibles ahorros por mantenimiento, se podrá monetizar el gas empleado para el compresor y además se logrará un uso más eficiente de la energía, al operar los demás compresores del DEMAG en una condición en donde se reduce la tasa de recirculación.

Al igual que para el caso de las troncales de producción, para el modelamiento del CPF Cusiana, se realizó un modelo base que representara adecuadamente la operación, teniendo como referencia un modelo suministrado por ECP. Para los casos futuros, se logró validar la capacidad del tren de separación, encontrando los siguientes aspectos a considerar para la implementación del presente estudio:

- Caso 2020: debido a los nuevos flujos y al corte de agua, se encontró una posible limitación en la operación del separador de baja V-22105 que pudiera verse reflejado en un arrastre de agua hacia los tanques de

almacenamiento, por la relación entre crudo y agua, que no permite operar eficientemente la bota del separador; sin embargo, no se considera un factor crítico ya que se espera cumplir la especificación de BSW por la baja cantidad de agua esperada en esta vasija.

- Caso 2024: bajo este escenario se encontró una desviación relevante asociada con la calidad que debe cumplir el crudo producido, respecto a la presión de vapor RVP, ya que se determinó que no se lograría alcanzar. Por lo anterior, se ha propuesto la instalación de un nuevo intercambiador de calor con una carga térmica de 1.5 MMBtu/h para controlar la temperatura y desprender componentes livianos en el separador de baja, para asegurar el cumplimiento de este parámetro.

Como parte de la verificación de la capacidad de procesamiento del CPF de Cusiana para los escenarios caso 2020 y 2024, se realizó la verificación de capacidad de válvulas de control, donde se confirma que la mayoría cumple con los requerimientos de proceso y que sólo las válvulas LV-2218, PV-2223 y PV-2231 deberán ajustarse ya sea con cambio de internos o topes mecánicos.

Teniendo en cuenta que la configuración del tren de separación del CPF de Cusiana, los rangos operacionales de los separadores se mantienen dentro de los rangos admisibles, se realizó la verificación de la capacidad de las válvulas de seguridad por presión (PSVs) existentes considerando las nuevas condiciones de flujo y set de disparo existentes, encontrando que se cumple a cabalidad los requerimientos de relevo.

Desde el punto de vista económico, el enviar los fluidos del *Slug Catcher* de Cupiagua hacia el CPF de Cusiana, considerado como un proyecto complementario que ayuda a reducir los gastos operacionales y monetizar el gas que se libera por la salida de operación de los compresores DEMAG, se considera atractivo para ser implementado.

La nueva configuración propuesta en el presente estudio (Capítulo 2, Ítem 2.4.2) tiene un componente adicional relacionado con la optimización del uso de los equipos y eficiencia energética, teniendo en cuenta los siguientes aspectos:

- La operación actual de los trenes de tratamiento de crudo de los CPF de Cupiagua y Cusiana, son altamente ineficientes ya que, por la composición de flujo de entrada, se maneja principalmente gas, el cual es separado en su mayoría en los

*Slug Catcher*, de manera que la corriente de entrada a los separadores aguas abajo, es baja comparada con la capacidad de diseño, por lo cual se han venido desarrollando varios proyectos como el cambio o ajuste de válvulas de control. De tal forma que con la operación de un solo tren de tratamiento en el CPF Cusiana, se tendrá una operación más eficiente respecto al uso de equipos y un ahorro por la salida de operación del tren de Cupiagua.

- Uno de los problemas derivados de la operación de los trenes de separación con bajos flujos, está asociada a la operación de los compresores del sistema DEMAG, pues actualmente, estos equipos continuamente permanecen en modo recirculación, debido a la baja carga de gas alimentado, y en consecuencia, haciendo un uso ineficiente de un recurso no renovable como el gas natural requerido para su funcionamiento. Bajo la nueva configuración se encontró que la operación de los compresores DEMAG será mucho más eficiente al disminuir la tasa de recirculación, especialmente en la segunda etapa con el compresor K-24101B, y todo el gas empleado para los compresores que quedarían fuera de operación, podrá ser monetizado, siendo una ventaja de alto valor para implementar este proyecto.
- Todo el tren de separación de Cupiagua, quedará disponible para que ECP considere su traslado a otra locación donde se ajuste mejor a su capacidad, siendo otra ventaja para el desarrollo de proyectos futuros.

## 5.2 Recomendaciones

Es importante fortalecer la relación Universidad – Empresa mediante el desarrollo de proyectos que sean beneficiosos para las ambas partes. En el presente proyecto se siguieron los procedimientos exigidos por ECP y también se firmó y aprobó una propuesta con un cronograma y presupuesto donde se establecieron compromisos. Esta es una buena práctica que se considera necesaria para el buen desarrollo de los proyectos y que debe mantenerse para futuros proyectos con cualquier empresa, y creando algún mecanismo de verificación y cumplimiento de los acuerdos firmados, para el beneficio de todas las partes involucradas y de los estudiantes.

El uso de nuevas tecnologías alternativas, en este caso, el uso de la plataforma de proceso Symmetry, es un ejercicio importante para la academia y la industria, ya que la solución de problemas complejos puede simplificarse muchas veces, mediante este tipo de alternativas. En el caso tradicional de los modelos de ECP y otras compañías del sector del Oil & Gas, es bastante común que los modelos de las redes de producción son manejados de forma independiente por los ingenieros de producción, en tanto que los modelos de las plantas o facilidades quedan en manos de los ingenieros de procesos o facilidades, donde normalmente no se integran porque manejan no solamente herramientas diferentes sino también porque la base termodinámica es usualmente diferente para cada modelo.

La tecnología de Symmetry empleada en este proyecto, que incluye la técnica PIONA para la caracterización de fluidos descrita en el Capítulo 1, Ítem 1.1.2, permite que la base termodinámica tanto modelos como componentes sean transversales a los diferentes espacios de trabajo, tales como se presentaron en este proyecto mediante el uso de Pipe, Process y Flare, todo unificado en una misma plataforma y un mismo archivo si es requerido. Lo anterior, ha permitido que, al tener modelos integrados, se logre un mejor entendimiento de las variables que impactan el sistema, y que cualquier cambio, tal como el cambio de GOR, BSW, temperatura, flujos, etc, sean analizados aguas abajo en las facilidades o plantas, encontrando muchas veces, interacciones ocultas, tendencias y relaciones entre diferentes variables, ayudando a tener un mejor entendimiento del sistema en conjunto. Adicionalmente, Symetry también tiene la opción de modelamientos en estado estable y dinámico, por lo cual sería muy interesante para la universidad y empresas del sector del Oil & Gas y Petroquímico seguir explorando nuevas tecnologías para los diferentes retos y proyectos.

Para la implementación del proyecto planteado en este estudio, se deben considerar las siguientes restricciones por parte de ECP:

- Troncales de Producción

Tal como se mencionó en el Capítulo 2, Secciones 2.2.1 y 2.2.2, los segmentos de líneas de las troncales denominados en la red como TiePB-CPF, TieV29-TiePB26 y XL-conXL, requieren un plan de integridad que incluya monitoreo de su estado.

- Especificaciones de crudo

Teniendo en cuenta que se determinó la necesidad de adicionar un intercambiador de calor para ajustar la presión de vapor del crudo venta para el caso 2024, se sugiere desarrollar una ingeniería de detalle para especificar el intercambiador requerido y la mejor opción de medio calefactor, ya que en Cusiana se podría usar agua caliente o aceite térmico. Este equipo debe considerarse para ser instalado antes de llegar a un escenario de producción como el del caso 2024, pues sería un aspecto crítico el no poder cumplir con este requerimiento.

- Válvulas de control

Es sabido que debido a las variaciones de flujo y composición que se han presentado en el CPF de Cusiana, se han desarrollado algunos proyectos para mejorar el sistema de control y válvulas asociadas. Es necesario considerar que al realizar cambios en la alimentación del CPF de Cusiana, será necesario hacer la evaluación correspondiente para garantizar un control adecuado. En el presente estudio se recomienda tomar acción sobre las válvulas LV-2218 y PV-2223, ya que se encuentran sobredimensionadas para las condiciones futuras de los casos evaluados 2020 y 2024, por lo que se debe considerar su cambio o modificación mecánica. Así mismo, se encontró que la válvula PV-2231 resulta estar en una condición de operación no recomendable por permanecer casi totalmente abierta, por lo que también debe considerarse su cambio o modificación de internos.

- Operación del Sistema DEMAG en el CPF de Cusiana

La evaluación del sistema DEMAG en este estudio, permitió sugerir que es factible sacar de operación el compresor de 3ª etapa (K-24102) dada las nuevas condiciones de presión y flujos, en las cuales, los compresores de 1ª y 2ª etapa pueden llegar a cumplir los requerimientos de proceso; sin embargo, debe revisarse en detalle si el compresor de 2ª etapa tiene la capacidad de manejo suficiente, ya que como se encontró, este equipo está muy justo y cambios en las presiones de succión / descarga y flujo de alimentación pudieran llegar a restringir la operación y no tener una ventana operativa suficiente, lo que obligaría a revisar la operación de este equipo mediante alguna repotenciación de ser posible.



- Análisis económico

Dado que el objeto de este estudio no incluía un estudio económico detallado, se recomienda validar el potencial de este proyecto complementario, mediante el desarrollo de una ingeniería de detalle que permita estimar un mejor presupuesto sobre todas las inversiones y ahorros al implementar el proyecto.

Es recomendable que se permita realizar una presentación formal de resultados a la Gerencia de proyectos de la Vicepresidencia de la Regional Oriente (VRO) de ECP, teniendo en cuenta los resultados encontrados en este proyecto, para que sea considerada su implementación junto al proyecto de disminuir la presión del *Slug Catcher* en el CPF de Cusiana.

**A. Anexo A: Assay III para los Crudos  
Cusiana y Cupiagua**

Tabla A 1. Reporte Global de Resultados, crudo Cupiagua. (Antek S. A., 2018)

SAMPLE ID CLIENT (Texas OilTech) N°		Crudo cupiagua ECOPETROL 86228-003		
Test		Method	Units	Result
DENSIDAD DIGITAL (API) @ 15°F		D4052	°API	0.77
AZUFRE		D4294	% mass	0.0448
CONTENIDO DE AGUA Y SEDIMENTO		D4007	% vol	<0.025
AGUA POR DESTILACION		D4006	% vol	<0.025
CENIZAS		D482	% mass	0.001
COLOR SAYBOLT		D156	-	0
NUMERO DE ACIDO		D664	mg KOH/g	<0.10
FACTOR DE CARACTERIZACION		UOP375	-	12
CONTENIDO DE CERA		% mass	UOP 46	4,69
VISCOSIDAD CINEMATICA @ 40°C		D445	cTs	1.146
VISCOSIDAD CINEMATICA @ 50°C			cTs	1.052
PRESION DE VAPOR REID		D323	PSI	10.20
PUNTO DE FLUIDEZ		D97	°C	0
PUNTO DE INFLAMACION		D93	°C	<-5
RESIDUO DE CARBON MICRO		D4530	% mass	0.16
SAL EN CRUDO		D3230	PTBs	4.25
NITROGENO KJELTALH		D3228	% mass	0.012
S.A.R.A.	SATURADOS	D2549	% mass	81.56
	AROMATICOS	D2549	% mass	17.52
	RESINAS	D2549	% mass	0.91
	ASFALTENOS	D2549	% mass	0.01
ALUMINIO		D 5184	ppm	<1
NIQUEL		D 5708	ppm	<1
VANADIO			ppm	<1
HIERRO		UOP 389	ppm	7
NIQUEL				<1
VANADIO				<1
COBRE				<1
MAGNESIO				<1
CALCIO				<1
SODIO				5

Tabla A 2. Reporte Global de Resultados, Análisis de livianos (light ends) crudo  
Cupiagua. (Antek S. A., 2018)

PARAMETROS	MUESTRA	
	86228-003	
C1	% MOLAR	<0.01
C2	% MOLAR	0.16
C3	% MOLAR	15.06
i-C4	% MOLAR	26.33
n-C4	% MOLAR	50.46
2,2 DM C3	% MOLAR	0.40
i-C5	% MOLAR	7.03
n-C5	% MOLAR	0.52
n-C6	% MOLAR	<0.01
n-C7	% MOLAR	<0.01
n-C8	% MOLAR	<0.01
n-C9	% MOLAR	<0.01
n-C10 +	% MOLAR	<0.01
GRAVEDAD ESPECIFICA	Air=1 @ 14,67 PSIA, 60°F	1.97
PESO MOLAR	g/gmol	57.08
DENSIDAD GAS IDEAL	kg/m <sup>3</sup> @14,67 PSIA; 60°F	2.41
VALOR CALORIFICO IDEAL BRUTO	BTU/ft <sup>3</sup> @14,67 PSIA ; 60°F	3203.56
VALOR CALORIFICO IDEAL NETO	BTU/ft <sup>3</sup> @14,67 PSIA ; 60°F	2955.71
PRESION PSEUDO CRITICA	PSIA	410.57
TEMPERATURA PSEUDOCRITICA	RANKING	673.87
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS	@14,67 PSIA ; 60°F	0.95

Tabla A 3. Reporte Global de Resultados, caracterización por fracciones crudo Cusiana.  
(Antek S. A., 2018)

SAMPLE ID		Crudo Cusiana		
CLIENT		3009496		
(TEXAS OILTECH) N°		86228-002		
Test		Method	Units	Result
DENSIDAD DIGITAL (API) @ 15°F		D4052	°API	0.79
AZUFRE		D4294	% mass	0.1496
CONTENIDO DE AGUA Y SEDIMENTO		D4007	% vol	<0.025
AGUA POR DESTILACION		D4006	% vol	<0.025
CENIZAS		D482	% mass	<0.001
COLOR SAYBOLT		D156	-	0
NUMERO DE ACIDO		D664	mg KOH/g	<0.10
FACTOR DE CARACTERIZACION		UOP375	-	12
CONTENIDO DE CERA		% mass	UOP 46	4.10
VISCOSIDAD CINEMATICA @ 40°C		D445	cTs	1.32
VISCOSIDAD CINEMATICA @ 50°C			cTs	1.192
PRESION DE VAPOR REID		D323	PSI	10.60
PUNTO DE FLUIDEZ		D97	°C	<-36
PUNTO DE INFLAMACION		D93	°C	<-5
RESIDUO DE CARBON MICRO		D4530	% mass	0.535
SAL EN CRUDO		D3230	PTBs	3.70
NITROGENO KJELTALH		D3228	% mass	0.023
S.A.R.A.	SATURADOS	D2549	% mass	82.82
	AROMATICOS	D2549	% mass	16.11
	RESINAS	D2549	% mass	0.93
	ASFALTENOS	D2549	% mass	0.15
ALUMINIO		D 5184	ppm	<1
NIQUEL		D 5708	ppm	<1
VANADIO			ppm	<1
HIERRO			UOP 389	ppm
NIQUEL		<1		
VANADIO		2		
COBRE		<1		
MAGNESIO		<1		
CALCIO		<1		
SODIO		4		

Tabla A 4. Reporte Global de Resultados, Análisis de livianos (light ends) crudo Cusiana.  
(Antek S. A., 2018)

PARAMETROS	MUESTRA	
	<b>86228-002</b>	
C1	% MOLAR	<0.01
C2	% MOLAR	1.09
C3	% MOLAR	23.14
i-C4	% MOLAR	17.96
n-C4	% MOLAR	52.32
2,2 DM C3	% MOLAR	0.73
i-C5	% MOLAR	4.48
n-C5	% MOLAR	0.26
n-C6	% MOLAR	<0.01
n-C7	% MOLAR	<0.01
n-C8	% MOLAR	<0.01
n-C9	% MOLAR	<0.01
n-C10 +	% MOLAR	<0.01
GRAVEDAD ESPECIFICA	Air=1 @ 14,67 PSIA, 60°F	1.91
PESO MOLAR	g/gmol	55.34
DENSIDAD GAS IDEAL	kg/m <sup>3</sup> @14,67 PSIA; 60°F	2.34
VALOR CALORIFICO IDEAL BRUTO	BTU/ft <sup>3</sup> @14,67 PSIA ; 60°F	3111.86
VALOR CALORIFICO IDEAL NETO	BTU/ft <sup>3</sup> @14,67 PSIA ; 60°F	2870.31
PRESION PSEUDO CRITICA	PSIA	418.07
TEMPERATURA PSEUDOCRITICA	RANKING	667.01
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DEL GAS	@14,67 PSIA ; 60°F	0.96

# Bibliografía

Antek S. A. (2018). *Assay Crudo Cusiana V3*.

Antek S. A. (2018). *Assay III Crudo Cupiagua V4*.

Arnold, K., & Stewart, M. (1998). *Surface Production Operations, Design of Oil-Handling Systems and Facilities*. Houston, TX: Gulf Publishing Company.

Aspentech Technology Inc. (2017). *Aspen Hysys V10 Help*. AspenTech.

BP. (12 de Mayo de 2010). Área de Operaciones BP, Mapa Líneas de Flujo Actualización a Mayo 2010. Bogotá, Colombia.

CIC Corporación para la Investigación de la Corrosión. (2018). *Análisis Cromatográfico de Gases Pozo E14 y CP-K20*. CIC.

CREG. (2007). *Especificaciones de Calidad del Gas Natural en el Punto de Entrada del Sistema de Transporte*. Bogotá: Comisión de Regulación de Energía y Gas.

*Crude Oil Prices*. (15 de Enero de 2020). Obtenido de Brent Oil Price Per Barrel:  
<https://www.oilcrudeprice.com/brent-oil-price/>

DeGolyer and MacNaughton. (31 de 1 de 2020). *Henry Hub Natural Gas Spot Price*. Obtenido de DeGolyer and MacNaughton Consultoría Mundial de Petróleo y Gas:  
<https://www.demac.com/es/reference-materials/oil-gas-prices/henry-hub-series/>

Ecopetrol. (2018). *Detalle de Tubería*. Operaciones ECOPETROL.

Ecopetrol. (Mayo de 2018). *ECOPETROL - ENERGIA PARA LA VIDA*. Obtenido de Ecopetrol:  
[www.ecopetrol.com.co](http://www.ecopetrol.com.co)

Ecopetrol Operaciones. (2018). *REPORTE DE PRUEBAS LINEAS TQ Y XW*. Cusiana / Cupiagua: ECOPETROL.

Gil Chaves, I. D., Guevara López, J. R., García Zapata, J. L., Leguizamón Robayo, A., & Rodríguez Niño, G. (2016). *Process Analysis and Simulation in Chemical Engineering*. Switzerland: Springer.

Hay, G., Loria, H., & Satyro, M. (2013). Thermodynamic Modeling and Process Simulation through PIONA Characterization. *Energy and Fuels* No 27, 3578-3584.

- Jiménez Gutiérrez, A. (2003). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. Celaya: Reverté S. A.
- Mesa Gómez, M. V. (2016). PROCESS SIMULATION-BASED IMPROVEMENTS TO MAXIMIZE NAPHTHA PRODUCTION IN AN EXISTING GAS PROCESSING PLANT. *Ingeniería y Universidad: Engineering for Development*, 355-371.
- Portafolio. (8 de Abril de 2018). *Portafolio*. Obtenido de Los Llanos, despensa petrolera colombiana: <https://www.portafolio.co/economia/los-llanos-despensa-petrolera-colombiana-515940>
- Seider, W. D., Seader, J. D., & Lewin, D. R. (2003). *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation*. Wiley.
- Svrce, W., & Monnery, W. (1993). Design Two-Phase Separators Within the Right Limits. *Chemical Engineering Progress*, 53-60.
- Svrcek, W., & Monnery, W. (1994). Successfully Specify Three-Phase Separators. *Chemical Engineering Progress*, 29-40.
- Thome, J. (2007). *Engineering Databook III, Chapter 20*. Wolverine Tube, Inc.
- Virtual Materials Group (VMG), Inc. (2017). *VMGSIM USER MANUAL*. Calgary, Canadá: VMG.
- Virtual Materials Group. (2018). *Symmetry Manual*. Calgary: Virtual Materials Group, A Schlumberger Technology.
- Well Production Ecopetrol. (2018). *Curvas IPR líneas TQ y XW*. Cusiana / Cupiagua: Ecopetrol.